

TRABALHO DE GRADUAÇÃO

MODELAGEM, IDENTIFICAÇÃO
E CONTROLE
DE PLANTA PILOTO
COM TANQUE CÔNICO

Victor Fabro Neri

Brasília, Julho de 2019



ENGENHARIA
MECATRÔNICA
UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
Faculdade de Tecnologia
Curso de Graduação em Engenharia de Controle e Automação

TRABALHO DE GRADUAÇÃO

**MODELAGEM, IDENTIFICAÇÃO
E CONTROLE
DE PLANTA PILOTO
COM TANQUE CÔNICO**

Victor Fabro Neri

*Relatório submetido como requisito parcial de obtenção
de grau de Engenheiro de Controle e Automação*

Banca Examinadora

Prof. Henrique Cezar Ferreira, ENE/UnB
Orientador

Prof. Eduardo Stockler Tognetti, ENE/UnB
Co-orientador

Prof. Lélío R. Soares Júnior
Examinador

Prof. Geovany Araújo Borges
Examinador

Brasília, Julho de 2019

FICHA CATALOGRÁFICA

VICTOR, FABRO NERI

MODELAGEM, IDENTIFICAÇÃO E CONTROLE DE PLANTA PILOTO COM TANQUE CÔNICO

[Distrito Federal] 2019.

x, 67p., 297 mm (FT/UnB, Engenheiro, Controle e Automação, 2019). Trabalho de Graduação – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

1. Familiarização

3. Linearização

5. Validação

2. Modelagem

4. Identificação

6. Controle

I. Mecatrônica/FT/UnB

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

NERI, VICTOR FABRO, (2019). Modelagem, Identificação e Controle de Planta Piloto com Tanque Cônico. Trabalho de Graduação em Engenharia de Controle e Automação, Publicação FT.TG-*n*º022, Faculdade de Tecnologia, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 67p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Victor Fabro Neri

TÍTULO DO TRABALHO DE GRADUAÇÃO: Modelagem, Identificação e Controle de Planta Piloto com Tanque Cônico.

GRAU: Engenheiro

ANO: 2019

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias deste Trabalho de Graduação e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte desse Trabalho de Graduação pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Victor Fabro Neri

Faculdade de Tecnologia - FT

Campus Darcy Ribeiro, Universidade de Brasília (UnB)

70910-900 Brasília – DF – Brasil.

Dedicatória

Dedico esse trabalho a minha família, em especeial aos meus pais Carla e Rogério, e a todos que estiveram ao lado durante essa jornada.

Victor Fabro Neri

Agradecimentos

Agradeço aos professores Henrique Ferreira e Eduardo Stockler pela paciência e solicitude durante o desenvolvimento desse trabalho. Agradeço também aos meus pais Carla e Rogério pelo apoio incondicional e pelos conselhos durante os momentos de indecisão. Agradeço a todos os amigos, principalmente a Camila, por estar ao meu lado e fazer dessa jornada um pouco mais leve e divertida. Agradeço aos colegas de equipe Lucas, Diego e Thalbert pela compreensão e ajuda nos momentos mais difíceis.

Victor Fabro Neri

RESUMO

Esse trabalho apresenta uma metodologia para modelar, identificar, validar e controlar uma planta piloto construída por dois tanques cilíndricos e um cônico, do Laboratório de Controle de Processos da Universidade de Brasília. Inicialmente, um conjunto de equações não-lineares foi obtido a partir do balanço de massa dos líquidos que fluem entre os tanques. Tais equações foram utilizadas para simular o comportamento (nível de cada tanque) do sistema à diferentes configurações (devido à existência de válvulas entre os tanques) e pontos de equilíbrio. Após definir as configurações utilizadas no presente trabalho, foi utilizada a abordagem caixa-cinza no processo de identificação dos parâmetros. O modelo não-linear foi, então, linearizado por meio das técnicas de *i*) expansão em série de Taylor de primeira ordem em torno de um ponto de operação e de *ii*) linearização por realimentação. Os parâmetros tanto do modelo não-linear quanto do modelo linear foram estimados com o auxílio da Toolbox de Identificação de Sistemas do *software* Matlab. Para validar os modelos obtidos, foram utilizados dados diferentes dos usados na etapa de identificação. Em seguida, foram projetados controladores para controlar o nível do tanque cônico para dois *layouts* distintos. Por último, foi implementado um controlador PI para a primeira configuração estudada com o auxílio da ferramenta Matlab.

Palavras Chave: nível, tanque cônico, processos, sistema não-linear, linearização, linearização por realimentação.

ABSTRACT

This work presents a methodology to model, identify and validate a process in an industrial plant with level of liquids of 3 tanks, being 2 cylindrical tanks and a conic one, located at University of Brasilia's Laboratory Process Control. Initially, a set of nonlinear equations was obtained from the mass balance. These equations were used to simulate the behavior (level of each tank) of the system to different configurations (due to the existence of valves between the tanks) and balance points. After setting the used configurations in this present work, the gray-box approach was used in the identifying process of the parameters. The nonlinear model was linearized by the techniques of *i*) first order approximation Taylor series around an operating point and by *ii*) feedback linearization about an operation point and through the feedback-linearization technique and both the nonlinear model parameters and the linear model ones were estimated with the aid of Matlab's Toolbox System Identification. In order to validate the obtained models, data different from those used in the identification step were used. Next, controllers were designed to control the level of the conic tank for two different layouts. At the end, a PI controller was build with the assistance of Matlab to control the level of the conical tank for the first layout.

Keywords: level, conic tank, processes, nonlinear system, linearization, feedback linearization.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	CONTEXTUALIZAÇÃO	1
1.2	OBJETIVOS DO PROJETO.....	1
1.3	APRESENTAÇÃO DO MANUSCRITO	2
2	DESCRIÇÃO DA BANCADA	3
2.1	DESCRIÇÃO DA PLANTA	3
2.2	CONFIGURAÇÕES UTILIZADAS	5
2.2.1	<i>layout 1</i>	6
2.2.2	<i>Layout 2</i>	7
2.2.3	BOMBA 1	9
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	10
3.1	MODELAGEM MATEMÁTICA.....	10
3.1.1	SISTEMAS NÃO LINEARES	10
3.1.2	SISTEMAS LINEARES.....	11
3.1.3	BALANÇO DE MASSA	12
3.1.4	LINEARIZAÇÃO POR EXPANSÃO EM SÉRIE DE TAYLOR.....	15
3.1.5	LINEARIZAÇÃO POR REALIMENTAÇÃO	15
3.2	IDENTIFICAÇÃO.....	16
3.2.1	IDENTIFICAÇÃO CAIXA-BRANCA	16
3.2.2	IDENTIFICAÇÃO CAIXA-PRETA	16
3.2.3	IDENTIFICAÇÃO CAIXA-CINZA	17
3.2.4	TOOLBOX DE IDENTIFICAÇÃO	17
3.3	PROJETO DE CONTROLADORES	18
3.3.1	CONTROLADOR P	20
3.3.2	CONTROLADOR PI.....	21
3.3.3	CONTROLADOR PD.....	23
3.3.4	CONTROLADOR PID.....	24
4	IDENTIFICAÇÃO E VALIDAÇÃO DOS MODELOS MATEMÁTICOS	26
4.1	MODELO DA PLANTA COMPLETA	26
4.1.1	PARÂMETROS DA SIMULAÇÃO.....	26

4.2	<i>Layout 1</i>	31
4.2.1	MODELO LINEAR POR EXPANSÃO DE SÉRIE TAYLOR	31
4.2.2	MODELO LINEAR POR REALIMENTAÇÃO EXATA	38
4.3	<i>layout 2</i>	40
4.3.1	LINEARIZAÇÃO POR EXPANSÃO DE SÉRIE TAYLOR	40
4.3.2	MODELO LINEAR POR REALIMENTAÇÃO EXATA	46
5	PROJETO DOS CONTROLADORES	47
5.1	LAYOUT 1	47
5.1.1	MODELO LINEARIZADO POR TAYLOR	47
5.1.2	MODELO LINEARIZADO POR REALIMENTAÇÃO EXATA	54
5.2	LAYOUT 2	55
6	CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS	60
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	62
	ANEXOS	64
I	MODELO UTILIZADO PARA AS SIMULAÇÕES	65
II	DADOS PARA IDENTIFICAÇÃO E VALIDAÇÃO	66

LISTA DE FIGURAS

2.1	Sistema completo	4
2.2	Esquema simplificado da planta didática com três tanques.....	5
2.3	Planta didática com três tanques.....	6
2.4	Representação <i>layout</i> 1.....	7
2.5	Representação <i>layout</i> 2.....	8
3.1	Propriedade da superposição	11
3.2	Interface gráfica da Toolbox	17
3.3	Janela de estimação do modelo do processo	18
3.4	Modelo criado com a Toolbox	18
3.5	Parâmetros da resposta a um degrau.....	19
3.6	Tipos de Sistema.....	20
3.7	Realimentação Unitária	20
3.8	Controlador Proporcional.....	21
3.9	Controlador Proporcional-Integral	21
3.10	Controlador Proporcional-Integral com anti <i>windup</i>	23
3.11	Controlador Proporcional-Integral	23
3.12	Controlador PID	24
4.1	Diagrama de blocos que descreve as equações do sistema.....	27
4.2	Diagrama de blocos que descreve as equações do Tanque 1	28
4.3	Diagrama de blocos que descreve as equações do Tanque 2	28
4.4	Diagrama de blocos que descreve as equações do Tanque 3	29
4.5	Resposta dos níveis para o <i>layout</i> 1.....	29
4.6	Resposta dos níveis para o <i>layout</i> 2.....	30
4.7	Comparação entre os níveis real e simulado do tanque 2	30
4.8	Comparação entre os níveis real e simulado dos tanques 1 e 2.....	31
4.9	Resposta dos sistemas do <i>layout</i> 1 para um degrau em u_1 e outro em u_2	33
4.10	Ensaio de Identificação/Validação do <i>layout</i> 1	33
4.11	Identificação da ordem do modelo que mais se adequa aos dados	34
4.12	Validação do Modelo gerado	35
4.13	Comparação entre os dados de validação e o modelo não-linear do <i>layout</i> 1.....	36
4.14	Comparação entre os dados de validação e o Modelo cz.....	38
4.15	Comparação entre o Modelo cz e a planta real.....	39

4.16	Diagrama de Blocos do sistema linearizado por realimentação entrada-estado	40
4.17	Respostas do sistema para o <i>layout 2</i> para um degrau em u_1 e outro em u_2	42
4.18	Ensaio de Identificação/Validação do <i>layout 2</i>	43
4.19	Identificação da ordem da relação entre entrada e nível do Tanque 1 (a) e do Tanque (b)	43
4.20	Ensaio de validação dos modelos encontrados	44
4.21	Comparação entre os dados de validação e o modelo não-linear do <i>layout2</i> para o tanque 1(a) e tanque2(b)	44
4.22	Vazão de entrada para o Tanque1	45
5.1	Pólos e Zeros do modelo no LGR	48
5.2	Diagrama de blocos para simular o modelo linear no simulink	48
5.3	Resposta para vários sinais de referência	49
5.4	Pólos e zeros do modelo compensado no LGR	49
5.5	Sinal de controle para a referência 65%	50
5.6	Projeto completo no Simulink	50
5.7	Nível do tanque e sinal de controle limitado	50
5.8	Diagrama de blocos utilizado para fazer a comunicação com a planta	52
5.9	Resposta da planta controlada	53
5.10	Diagrama de blocos do sistema com PID e sem <i>windup</i>	53
5.11	Comparação das respostas do sistema com e sem <i>windup</i>	54
5.12	Resposta do modelo linearizado por realimentação	54
5.13	Resposta do modelo linearizado por realimentação e com PI	55
5.14	Resposta do modelo em malha aberta linearizado por Taylor	56
5.15	Resposta do modelo com um controlador PD	57
5.16	Diagrama de bloco para o modelo linear com controlador PID	58
5.17	Resposta do sistema a um degrau	59

LISTA DE TABELAS

2.1	Tabela com a vazão da bomba para os diferentes layouts	9
3.1	Tabela com os parâmetros do ajuste de Ziegler-Nichols	25
4.1	Tabela de ajuste de cada modelo para o <i>layout1</i>	35
4.2	Tabela de ajuste do modelo não linear estimado pelo <i>script</i> para o <i>layout1</i>	37
4.3	Tabela de ajuste do modelo linear para o <i>layout2</i>	43
4.4	Tabela de ajuste do modelo não linear para o <i>layout2</i>	45

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos Latinos - Variáveis e Constantes

A_i	Área da seção transversal do tanque i	[m ²]
H_i	Altura máxima do tanque i	[m]
r_2	Raio menor do tanque 2	[m]
R_2	Raio maior do tanque 2	[m]
b_i	Fluxo da bomba i	[m ³ /s]
q_e	Vazão de entrada	[m ³ /s]
q_s	Vazão de saída	[m ³ /s]

Símbolos Latinos - Componentes

B	Bomba hidráulica
Hv_i	Válvula manual i
Fv_i	Válvula solenóide i

Símbolos Gregos

α	Parâmetro de Identificação	
β	Parâmetro de Identificação	
γ	Parâmetro de Identificação	
ζ	Coefficiente de Amortecimento	
ω_n	Frequência Natural	[rad/s]
ρ	Densidade	[kg/m ³]

Grupos Adimensionais

i, k	Contador
--------	----------

Subscritos

1	Referente ao Tanque 1
2	Referente ao Tanque 2
12	Do Tanque 1 para o Tanque 2
3	Referente ao Tanque 3
13	Do Tanque 1 para o Tanque 3
23	Do Tanque 3 para o Tanque 2

Sobrescritos

\dot{x}	Varição temporal
\tilde{x}	Variável Incremental
\bar{x}	Variável em regime permanente

Siglas

CLP	Controlador Lógico Programável
PRBS	PseudoRandom Binary Signal
FPE	Final Prediction Error
MSE	Mean Square Error
NARX	Nonlinear Autoregressive Model with Exogenous Variables

Capítulo 1

Introdução

1.1 Contextualização

Processos industriais são identificados como procedimentos que fazem parte da manufatura de um ou vários itens na fabricação em grande escala [1]. Tais procedimentos surgiram com objetivo de reduzir o consumo de matéria-prima, reduzir desperdícios e garantir a qualidade do produto. Para que seja possível a realização desses objetivos, é necessário controlar as variáveis do processo (pressão, temperatura, vazão, etc) de maneira eficiente.

Para controlar um sistema, é útil criar um modelo matemático (que é restrito a determinadas características do sistema) que o descreva corretamente e em seguida fazer simulações. As simulações são importantes para que se possa testar as técnicas de modelagem e, posteriormente, de controle desenvolvidas antes de implementá-las na prática. Contudo, ainda se faz necessário um sistema físico como uma planta piloto para que o projeto possa ser validado. Planta piloto é uma planta que possui a mesma estrutura de uma industrial, porém em escala reduzida. Seu uso é muitas vezes necessário devido ao custo muito alto que seria testar os modelos diretamente na indústria, em larga escala.

Para o presente trabalho, foi utilizada a planta de três tanques, sendo um cônico e dois cilíndricos, desenvolvida pela empresa Didaticontrol, que pode ser configurada para *layouts* de diferentes complexidades, devido a possibilidade de ajuste das válvulas presentes. Essa planta possui sensores de vazão na saída de cada bomba e sensores de nível em cada um dos tanques. Um CLP (controlador lógico programável) liga os inversores, coleta dados dos sensores e realiza travamentos de segurança.

1.2 Objetivos do projeto

Esse relatório tem como objetivos o desenvolvimento de modelos matemáticos linear e não-linear e a determinação de seus parâmetros, de forma que seja possível controlar o comportamento do nível da água dentro de cada tanque de uma planta piloto real em duas configurações distintas. A partir de ensaios de identificação e validação, são encontrados os parâmetros dos modelos linearizado por

Taylor, linearizado por realimentação exata e o não linear, através da utilização da Toolbox de Identificação de Sistemas do Matlab. Após encontrar os modelos matemáticos que descrevem de maneira satisfatória os sistemas, são utilizadas técnicas de controle a fim de controlar o nível do tanque cônico para os diferentes layouts apresentados nesse trabalho.

1.3 Apresentação do manuscrito

O presente trabalho está estruturado em seis capítulos, sendo este, o Capítulo 1, referente a contextualização a cerca do tema e a definição dos objetivos.

Oo Capítulo 2 apresenta a descrição da bancada utilizada, a instrumentação da planta e as configurações utilizadas.

No Capítulo 3, se encontram as fundamentações teóricas necessárias para a realização dos presentes experimentos.

Os experimentos de identificação e validação dos modelos matemáticos que descrevem a planta são descritos ao longo do Capítulo 4.

O Capítulo 5 apresenta os projetos de controladores desenvolvidos e os resultados das simulações dos mesmos e da implementação em bancada.

Por último, o Capítulo 6 apresenta uma síntese com a conclusões a cerca dos resultados obtidos ao longo do trabalho e, através desses resultados, são propostos futuros trabalhos.

Capítulo 2

Descrição da Bancada

2.1 Descrição da Planta

A planta utilizada nesse trabalho é uma planta piloto da empresa Didaticontrol. Nela há três tanques de aço inoxidável, sendo dois cilíndricos e um cônico, com visores para possibilitar a visualização do nível do fluido de trabalho (água) em cada tanque. Toda programação do CLP e configuração dos inversores e comunicação com computador foi feita pela empresa Didaticontrol.

O sistema completo pode ser separado em quatro partes principais (Figura 2.1):

- Processo: é a bancada em si, com os 3 tanques de água, reservatório, atuadores, sensores e válvulas;
- Instrumentação: quadro que recebe os sinais analógicos do processo e envia os comandos para o quadro de potência;
- Potência: é o quadro que possui os inversores de potência. Ele atua sobre os motores e válvulas solenóide;
- PC: é o computador que possui o *software* que programa a CLP.

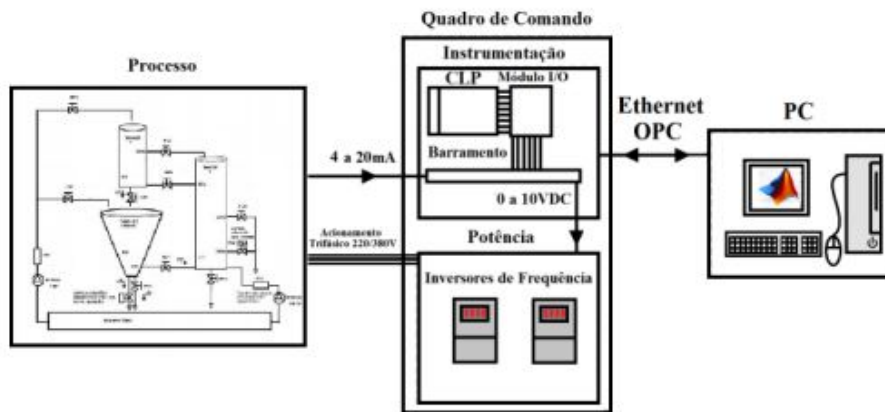


Figura 2.1: Sistema completo

A Figura 2.2 representa de forma simplificada o processo, enquanto a Figura 2.3 é uma foto da planta real.

Todo o controle e leitura dos sensores é feito através de um CLP da *B&R Automation*. A programação do CLP é feita com o software *Automation Studio*, em que a linguagem utilizada foi a *ladder*.

É possível projetar e desenvolver controladores PID com auxílio do *software* do CLP, mas seu processo não é tão simples e intuitivo de ser simulado. Para isso, foi feita uma comunicação via OPC entre esse *software* e o Matlab, em que o *Automation Studio* é configurado como o servidor o Matlab é configurado como o cliente.

O sinal enviado do CLP vai para os inversores de frequência presentes no quadro de potência. Dos inversores do quadro de potência, sai o sinal para as bombas de água utilizadas nas bancadas.

As características dos componentes que podem ser vistos na Figura 2.3 são as seguintes:

- 01 tanque interativo em aço inoxidável cilíndrico com visor de vidro, diâmetro 145 mm e altura 800 mm (tanque 1);
- 01 tanque interativo em aço inoxidável cônico com visor de vidro de altura 800 mm, diâmetro maior 250 mm e menor 100 mm (tanque 2);
- 01 tanque interativo em aço inoxidável cilíndrico com visor de vidro, diâmetro 145 mm e altura 1160 mm (tanque 3);
- 03 sensores de pressão hidrostática: da Velki;
- 01 bomba centrífuga: **B1** do modelo MARK *NXD* – 4, com potência 1 cv, rotor com 120 mm de diâmetro e rotação corrigida 3500 rpm e vazão máxima de 7 m³/h;
- 01 bomba centrífuga: **B2** do modelo MARK *NXD* – 2, com potência 0,5 cv, rotor com 120 mm de diâmetro e rotação corrigida 3500 rpm e vazão máxima de 6 m³/h;

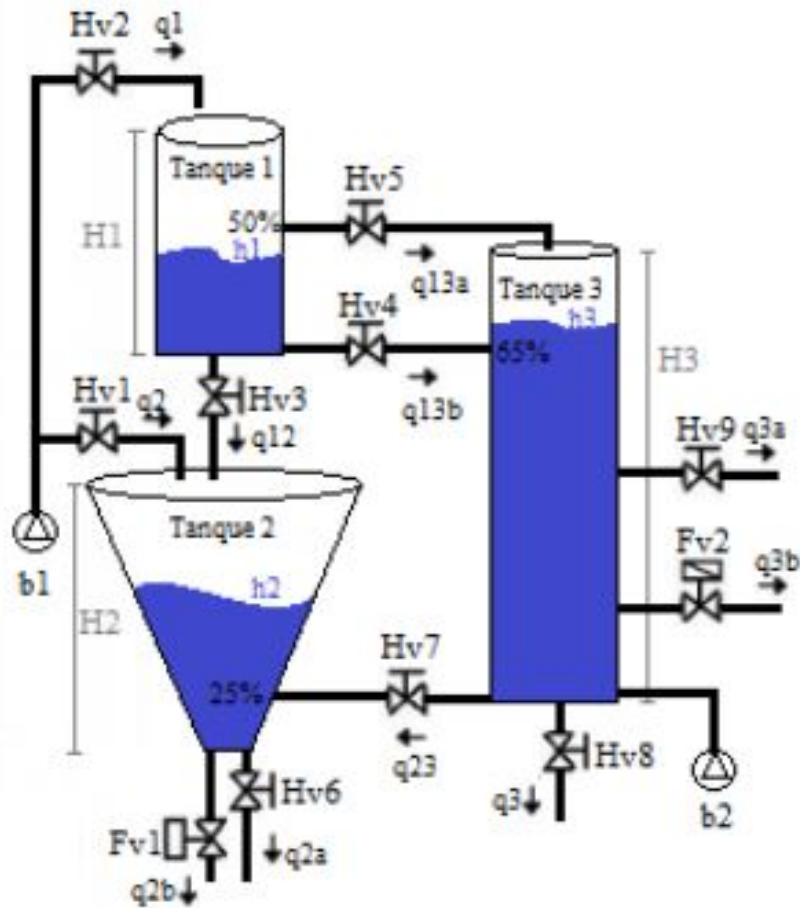


Figura 2.2: Esquema simplificado da planta didática com três tanques

- 09 válvulas manuais;
- 01 válvula solenóide proporcional com servo operação;
- 01 válvula solenóide liga/desliga;
- 01 chave de nível em cada tanque para impedir o vazamento dos tanques, desligando as bombas assim que qualquer tanque atinja o volume máximo;
- 01 CLP que gerencia o processo e se comunica com um computador;
- 01 computador que controla e centraliza todo o processo.

2.2 Configurações Utilizadas

Foram utilizadas dois *layouts* diferentes, ambos utilizando o tanque cônico.



Figura 2.3: Planta didática com três tanques

2.2.1 *layout 1*

Como primeiro *layout* (Figura 2.4), foi escolhida uma configuração mais simples, devido ao formato geométrico do tanque, em que sua área da seção transversal varia de acordo com o nível do líquido, tornando sua modelagem e controle mais complexos. Assim, as válvulas manuais foram configuradas de forma que nesse *layout* fosse possível ser modelado o comportamento do nível do tanque 2 com uma vazão de entrada resultante diretamente de **B1**. Ou seja, nesse *layout* o tanque 2 está isolado dos demais para que seja possível analisar apenas a relação entre o tanque 2 e **B1**. Escolhido esse *layout*, fica possível determinar quais são as variáveis presentes no sistema.

As variáveis de entrada podem ser divididas entre manipulada e distúrbio, sendo que a manipulada é aquela que pode ser manipulada por um operador humano ou controlador de forma que a variável de saída se comporte da maneira desejada, enquanto o distúrbio é qualquer variável de entrada que não pode ser ajustada pelo operador. Já as variáveis de saída podem ser divididas entre controlada e não controlada, sendo que a controlada é aquela que deve ser mantida em algum valor desejado enquanto a não controlada é aquela que, como o próprio nome já diz, não se deseja controlar.

No caso desse *layout*, temos uma variável de entrada e três variáveis de saída:

- Distúrbios: q_1 ;
- Variáveis Controladas: q_3 e h_2 ;
- Variáveis não Controladas: q_2 .

Foi percebido que a válvula solenóide Fv1 possui pouca sensibilidade e, como o objetivo é

utilizá-la como a variável manipulada, as demais válvulas foram configuradas manualmente de forma que as outras variáveis de entrada desse *layout* possam ter menor influência no sistema e que o tanque 2 ainda se mantenha isolado dos outros.

Assim, a configuração dos componentes para futuro experimento em regime permanente é:

- As válvulas Hv3 e Hv7 completamente fechadas;
- As válvulas Hv2, Hv4, Hv5, Hv8 e Hv9 completamente abertas;
- A válvula Hv1 aberta 3/4 de volta a partir da marcação na mesma, de forma que a vazão proveniente de **B1** seja pequena;
- A válvula Hv6 uma volta completa aberta a partir da marcação na mesma, de forma que a vazão por essa saída seja pequena;
- **B2** desligada;
- **B1** ligada com 38% de sua rotação máxima;
- Válvula solenóide Fv1 30%

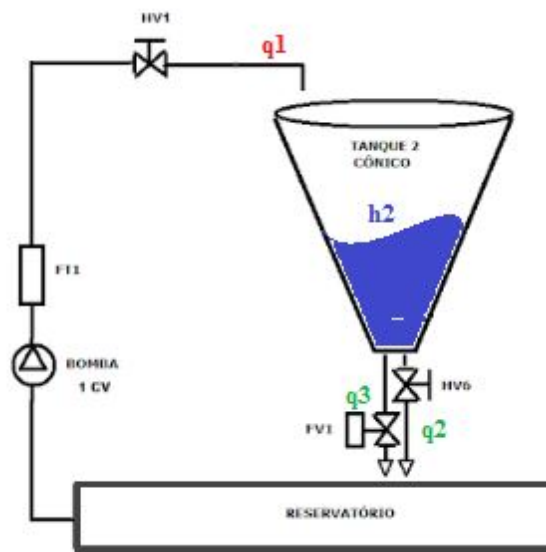


Figura 2.4: Representação *layout* 1

2.2.2 *Layout* 2

Para o *layout* 2 (Figura 2.4) as válvulas manuais foram configuradas de forma que o sistema passasse a ser formado pelos tanques 1 e 2 e por **B1**. Assim, **B2** e o tanque 3 estão isolados e podem ser desprezados no modelamento.

Além disso, como o objetivo nesse caso é trabalhar com a rotação de **B1** como a variável manipulada, não foi necessário diminuir a influência das outras variáveis de entrada do sistema mas sim levar em consideração a faixa de valores que a vazão da bomba pode assumir.

As variáveis nesse *layout* são:

- Variáveis manipuladas: q_1 ;
- Variáveis controladas: h_1 e h_2 ;
- Variáveis não controladas: q_{12} , q_2 e q_3 .

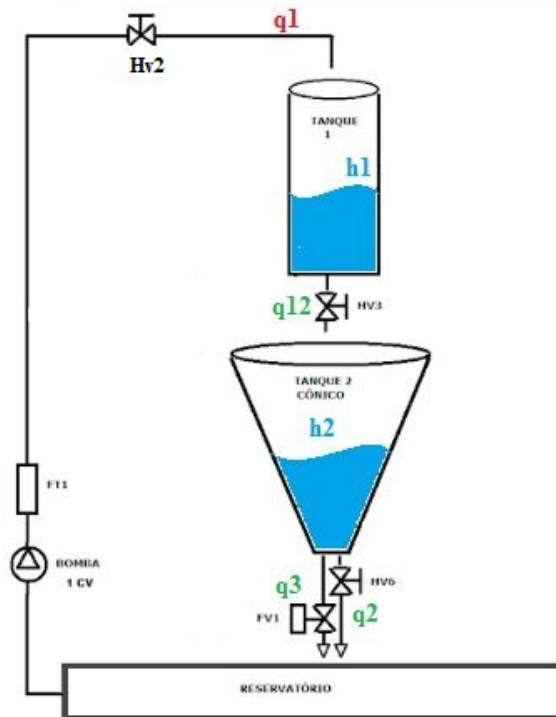


Figura 2.5: Representação *layout* 2

Assim, a configuração dos componentes de interesse para futuro experimento em regime permanente é:

- As válvulas Hv1, Hv4, Hv5 e Hv7 completamente fechadas;
- As válvulas Hv2, Hv3 e Hv6 completamente abertas;
- **B2** desligada;
- **B1** ligada com 41% de sua rotação máxima;
- Válvula solenóide Fv1 70%

2.2.3 Bomba 1

Como ambos os *layouts* utilizam **B1**, é necessário definir uma faixa de valores que a bomba funciona.

O sinal de controle enviado à bomba é a porcentagem da vazão máxima da bomba. Assim, o sinal de controle pode variar de 0% a 100%.

Como é possível ver na Tabela 2.1, em nenhum dos *layouts* existe vazão de entrada no sistema para sinais de controle da bomba abaixo de 30%. Já para os valores de controle muito altos não existe esse problema, mas sim a limitação física dos tanques.

Após alguns testes, foi definido que o valor máximo que o sinal de controle enviado para **B1** é 70%, uma vez que para valores maiores o nível dos tanques acaba ultrapassando os limites de seguranças antes do processo entrar em regime permanente. Assim, a faixa de valores para o sinal de controle da bomba 1 é de 20% até 70%.

Tabela 2.1: Tabela com a vazão da bomba para os diferentes layouts

% Bomba1	Frequência na Inversora [HZ]	% Vazão <i>layout1</i>	% Vazão <i>layout2</i>
0%	0	0	0
10%	5.7	0	0
20%	11.8	0	0
30%	17.8	13	16
40%	23.7	24	30
50%	29.8	35	42
60%	35.8	45	53
70%	41.8	53	63
80%	47.8	64	74
90%	56.7	76	86

É possível perceber que para a mesma rotação da bomba 1, a vazão vista nos dois layouts é diferente. Isso ocorre devido as diferentes configurações das válvulas *Hv1* e *Hv2* para os diferentes layouts.

Capítulo 3

Fundamentação Teórica

3.1 Modelagem matemática

Modelagem matemática é a área do conhecimento que estuda maneiras de desenvolver e implementar modelos matemáticos dos sistemas reais [2].

Como o objetivo deste trabalho é controlar o nível do fluido em cada tanque, o modelo matemático que descreve o processo considera apenas que o sistema troca massa, ou seja, água entre dois tanques (ou entre um tanque e um reservatório) por meio de tubulações. O princípio que rege as equações obtidas é que a massa não é perdida durante o processo [3] [4].

Para isso, foi feito o balanço de massa para descrever a troca de fluido no processo.

3.1.1 Sistemas não lineares

Sistemas dinâmicos descrevem entidades em movimento, sendo possível classificar e prever seu comportamento no tempo. Eles podem depender de variáveis mensuráveis e não mensuráveis.

Diz-se que um sistema é não-linear quando ele não atende o princípio da sobreposição de efeitos. Matematicamente, um sistema não-linear é todo aquele que não pode ser modelado por uma equação linear (algébrica, diferencial ou a diferenças). A dinâmica de um sistema não linear pode ser descrita por [5]:

$$\dot{x}(t) = f(x(t), u(t)) \quad \text{equação de estados;} \quad (3.1)$$

$$y(t) = g(x(t), u(t)) \quad \text{equação da saída} \quad (3.2)$$

em que:

- $x(t)$ - vetor de estados, (dimensão $n \times 1$);
- $u(t)$ - vetor de entradas, (dimensão $m \times 1$);

- $y(t)$ - vetor de saídas, (dimensão $p \times 1$);
- $f(x, u)$ - vetor de funções não lineares que descrevem a dinâmica do sistema, (dimensão $n \times 1$);
- $g(x, u)$ - vetor de funções não lineares que descrevem a saída do sistema, (dimensão $p \times 1$);

Dessa forma, pode-se aplicar uma técnica de controle não linear à planta, porém elas podem gerar leis de controle de difícil implementação ou cuja prova de estabilidade do sistema em malha fechada é difícil.

Assim, para facilitar o controle do processo, normalmente é aplicada alguma técnica de linearização do sistema, uma vez que boa parte dos fenômenos físicos podem ser descritos por um modelo linear, pelo menos em torno de algum ponto de operação. Tais técnicas são numerosas e de implementação mais simples.

3.1.2 Sistemas Lineares

Um sistema linear é aquele que atende ao princípio da sobreposição de efeitos, ou seja, a resposta do sistema frente a uma dada entrada não é afetada pela presença simultânea de outras entradas. Considere um sistema descrito por:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t) \\ y(t) &= Cx(t) + Du(t) \end{aligned} \quad (3.3)$$

Se o sistema descrito pela equação (3.3) for linear, vale a propriedade apresentada na Figura (3.1).

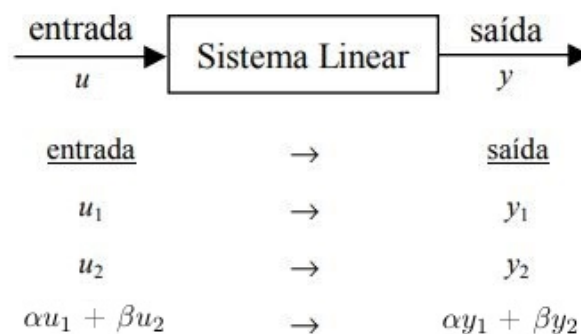


Figura 3.1: Propriedade da superposição

Como sistemas lineares são estudados há mais tempo, existem soluções gerais e fechadas para projeto de controlador para um modelo linear. Além disso, existem ferramentas poderosas que facilitam a análise do comportamento linear.

3.1.3 Balanço de Massa

O balanço de massa descreve fluxo de massa no processo [6]. O comportamento nesse tipo de tanque pode ser descrito da seguinte forma:

$$\frac{dm}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad (3.4)$$

Como $m = \rho V$, com ρ sendo a densidade (assumida constante), equação 3.4 pode ser descrita como:

$$\frac{dV}{dt} = q_e - q_s \quad (3.5)$$

Para os tanques em que a área A da secção transversal se mantém constante para qualquer altura (ou nível), como os cilíndricos, é possível modificar a equação 3.5 de forma a retirar a área da secção transversal da derivada. Assim, equação geral que descreve os tanques 1 e 3 é:

$$A \frac{dh(t)}{dt} = q_e(t) - q_s(t) \quad (3.6)$$

Contudo, para tanques em que a área da secção transversal depende do nível do líquido presente no tanque, é necessário encontrar a relação da área da secção transversal com a altura h . Assim, equação geral que descreve o processo no tanque 2 [7] é:

$$\frac{d(A(h)h(t))}{dt} = q_e(t) - q_s(t) \quad (3.7)$$

Expandindo a equação 3.4 especificamente para o tanque 1, temos:

$$\begin{aligned} A_1 \frac{dh_1(t)}{dt} &= q_1 - q_{12} - q_{13a} - q_{13b} \\ A_1 \frac{dh_1(t)}{dt} &= H v_2 b_1 - H v_3 L_{12} \sqrt{h_1(t)} - H v_5 L_{13a} \sqrt{h_1(t) - 0,5H1} \\ &\quad - H v_4 L_{13b} \sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|} \end{aligned} \quad (3.8)$$

em que:

- A_1 é a área da seção transversal do tanque 1;
- $h_1(t)$ é o nível do tanque 1;
- $h_3(t)$ é o nível do tanque 3;
- $H v_i$ é a válvula manual i ;
- $H1$ é o nível máximo do tanque 1;

- $H3$ é o nível máximo do tanque 3;
- q_{1m} é a vazão entre o tanque 1 e o tanque m ;
- L_m é a constante de escoamento da vazão m .

Expandindo a equação 3.4 especificamente para o tanque 3, temos:

$$\begin{aligned}
 A_3 \frac{dh_3(t)}{dt} &= b2 + q_{13a} + q_{13b} - q_3 - q_{3a} - q_{3b} - q_{23} \\
 A_3 \frac{dh_3(t)}{dt} &= b2 + Hv_5 L_{13a} \sqrt{h_1(t) - 0,5H1} + Hv_4 L_{13b} \sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|} \\
 &\quad - Hv_8 L_3 \sqrt{h_3(t)} - Hv_9 L_{3a} \sqrt{h_3(t) - 0,5H3} - Fv_2 L_{3b} \sqrt{h_3(t) - 0,2H3} \\
 &\quad - Hv_7 L_{23} \sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,25H2)|}
 \end{aligned} \tag{3.9}$$

em que:

- A_3 é a área da seção transversal do tanque 3;
- $h_1(t)$ é o nível do tanque 1;
- $h_2(t)$ é o nível do tanque 2;
- $h_3(t)$ é o nível do tanque 3;
- Hv_i é a válvula manual n ;
- q_p é a vazão p do sistema;
- L_m é a constante de escoamento da vazão m ;
- $H1$ é o nível máximo do tanque 1;
- $H2$ é o nível máximo do tanque 2;
- $H3$ é o nível máximo do tanque 3.

As variáveis podem ser vistas na Figura 2.2

É importante ressaltar também que, caso:

$$\begin{aligned}
 \sqrt{h_1(t) - 0,5H1} &= 0, \text{ se } h_1(t) - 0,5H1 < 0 \\
 \sqrt{h_2(t) - 0,25H2} &= 0, \text{ se } h_2(t) - 0,25H2 < 0 \\
 \sqrt{h_3(t) - 0,2H3} &= 0, \text{ se } h_3(t) - 0,2H3 < 0 \\
 \sqrt{h_3(t) - 0,5H3} &= 0, \text{ se } h_3(t) - 0,5H3 < 0
 \end{aligned} \tag{3.10}$$

uma vez que isso significa que os níveis $h_1(t)$ e $h_3(t)$ não são suficientes para alcançar as válvulas $Hv5$ e $Hv4$, respectivamente.

Além disso:

$$\begin{aligned} -Hv_4L_{13b}\sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|} &= +Hv_4L_{13b}\sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|}, \text{ se } h_1(t) < (h_3(t) - 0,5H3) \\ -Hv_4L_{13b}\sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|} &= -Hv_4L_{13b}\sqrt{|h_1(t) - (h_3(t) - 0,5H3)|}, \text{ caso contrário} \end{aligned} \quad (3.11)$$

visto que isto significaria que o fluxo de água seria do tanque 3 em direção ao tanque 1.

Por último:

$$\begin{aligned} -Hv_7L_{23}\sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,25H2)|} &= +Hv_7L_{23}\sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,25H2)|}, \text{ se } h_3(t) < (h_2(t) - 0,2) \\ -Hv_7L_{23}\sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,25H2)|} &= -Hv_7L_{23}\sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,25H2)|}, \text{ caso contrário} \end{aligned} \quad (3.12)$$

visto que isto significaria que o fluxo de água seria do tanque 2 em direção ao tanque 3.

Para o tanque 2, temos que:

$$\frac{d(A(h_2)h_2(t))}{dt} = \frac{dA(h_2)}{dh_2} \frac{dh_2}{dt} \quad (3.13)$$

substituindo:

$$\frac{dA(h_2)}{dh_2} \frac{dh_2}{dt} = \pi(r_2 + \frac{R_2 - r_2}{0,8}h_2)^2 = A \quad (3.14)$$

Substituindo 3.14 em 3.7, temos:

$$\begin{aligned} A \frac{dh_2}{dt} &= Hv_1b1 + q_{12} + q_{23} - q_{2a} - 1_{2b} \\ A \frac{dh_2}{dt} &= Hv_1b1 + Hv_3L_{12}\sqrt{h_1(t)} + Hv_7L_{23}\sqrt{|h_3(t) - (h_2(t) - 0,2)|} \\ &\quad - Hv_6L_{2a}\sqrt{h_2(t)} - Fv_1(t)L_{2b}\sqrt{h_2(t)} \end{aligned} \quad (3.15)$$

- $A(h_2)$ é a área da seção transversal do tanque 2 para o nível h_2 ;
- $h_2(t)$ é o nível do tanque 2;
- $h_3(t)$ é o nível do tanque 3;
- H_{vn} é a válvula manual n ;
- $Fv_1(t)$ é a válvula solenóide presente no tanque 2;
- q_p é a vazão p do sistema;
- L_m é a constante de escoamento da vazão m .

As variáveis podem ser vistas na Figura 2.1

Como é possível perceber através das equações 3.8, 3.9 e 3.15, a dinâmica dos tanques não são descritas por equações lineares, o que acaba tornando toda a análise de seus comportamentos no tempo e futuro projeto de controladores mais difíceis de serem alcançados. Para simplificar os modelos acima, é necessário encontrar algum modelo linear próximo do ponto de operação o suficiente para que sejam aplicadas as estratégias de controle.

3.1.4 Linearização por expansão em série de Taylor

A linearização de um sistema não linear é feita em torno de um ponto de operação [5].

Ao linearizar um sistema por expansão de série de Taylor, expande-se as funções não lineares em série de Taylor em torno desse ponto, desprezando os termos depois da primeira derivada parcial [8].

$$f(x) = f(\bar{x}) + \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{(\bar{x})} (x - \bar{x}) \quad (3.16)$$

Para equações não lineares com n -variáveis, deve-se expandir $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$ em série de Taylor em torno do ponto estacionário de forma que a equação linear fica:

$$\begin{aligned} f(x_1, x_2, \dots, x_n) = & f(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n) + \left. \frac{\partial f}{\partial x_1} \right|_{(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n)} (x_1 - \bar{x}_1) \\ & + \left. \frac{\partial f}{\partial x_2} \right|_{(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n)} (x_2 - \bar{x}_2) + \dots + \left. \frac{\partial f}{\partial x_n} \right|_{(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n)} (x_n - \bar{x}_n) \end{aligned} \quad (3.17)$$

3.1.5 Linearização por Realimentação

Outra técnica que permite a linearização de um sistema dinâmico não linear é a utilização de uma realimentação não linear do estado ou da saída, convenientemente escolhida. Dentre as vantagens dessa técnica, se encontra o fato de que a linearização por realimentação é global (ou seja, se aplica a todo o domínio do espaço de estados ou de saída, exceto alguns pontos isolados) e exata, enquanto a linearização por Taylor é local (ou seja, se dá apenas em torno do ponto de operação) e é uma aproximação [9].

Dado um sistema não linear na forma [10]:

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f(x, u) \\ y &= h(x) \end{aligned} \quad (3.18)$$

existe uma mudança de variável $z = z(x)$ e uma lei de controle $u(x, v) = \alpha(x) + \beta(x)v$ que transformam o estado não linear em um estado $\dot{z} = Az + Bv$ linear equivalente.

Por exemplo, dado o sistema abaixo:

$$\begin{aligned} \dot{x}_1 &= a \sin(x_2) \\ \dot{x}_2 &= -x_1^2 + u \end{aligned} \quad (3.19)$$

Ao realizar uma mudança de variável $z_1 = x_1$ e $z_2 = a \sin(x_2) = \dot{x}_1$, o que leva ao estado:

$$\begin{aligned} \dot{z}_1 &= z_2 \\ \dot{z}_2 &= a \dot{x}_2 \cos(x_2) = a(-x_1)^2 + u \end{aligned} \quad (3.20)$$

Escolhendo:

$$u = x_1^2 + \frac{1}{\cos(x_2)}v, \quad -\frac{\pi}{2} < x_2 < \frac{\pi}{2} \quad (3.21)$$

Por fim, substituindo a equação 3.18 na equação 3.17, é possível chegar no sistema linearizado:

$$\begin{aligned} \dot{z}_1 &= z_2 \\ \dot{z}_2 &= v \end{aligned} \quad (3.22)$$

Contudo, é necessário notar que a linearização das equações de estado não necessariamente linearizam as saídas da equação, sendo necessário fazer a linearização entrada-saída.

Para isso, é necessário encontrar uma relação direta entre a variável de saída y e a variável de controle u , para depois aplicar a lei de controle. Caso seja possível encontrar tal relação, basta derivar a equação de saída n vezes até que se chegar na relação explícita $y^{(n)} = f(x) + u$ (diz-se, então, que o sistema possui **grau relativo n**).

O grau relativo deverá ser menor ou igual à ordem p do sistema. Caso a saída tenha sido derivada p vezes e a relação ainda não apareceu, o sistema é não controlável.

3.2 Identificação

3.2.1 Identificação Caixa-Branca

Também conhecida como modelagem fenomenológica ou conceitual, é a modelagem baseada na física do processo. Assim, faz-se necessário estar bem familiarizado com o sistema e conhecer as relações matemáticas que regem o sistema [2]. Na modelagem caixa-branca, o modelo encontrado é uma representação direta dos princípios que regem o processo.

Contudo, quanto mais a complexidade do processo aumenta (aumento do número de entradas e saídas do sistema, por exemplo), mais inviável se torna a utilização dessa modelagem, seja por limitações de tempo ou por limitações de recursos para conhecer a fundo os processos físicos que regem o sistema e encontrar os parâmetros necessários.

3.2.2 Identificação Caixa-Preta

Também conhecida como modelagem empírica, surgiu para resolver os problemas da modelagem caixa-branca, eliminando a necessidade de conhecimento prévio da física do sistema. Nesse caso, para um dado conjunto de dados de entrada e saída, são escolhidos modelos que se ajustem bem o suficiente em uma faixa de operação do processo para, em seguida e com auxílio de ferramentas matemáticas, os parâmetros serem estimados e o sistema, identificado. Outra vantagem em relação ao modelo caixa-branca, é a diminuição do tempo necessário para a identificação do processo, sendo necessário apenas escolher o modelo de melhor ajuste.

3.2.3 Identificação Caixa-Cinza

A modelagem caixa-cinza alia os conhecimentos prévios do processo com as ferramentas matemáticas para que seja possível identificar o sistema. A maior vantagem desse método é que utiliza os parâmetros e relação entrada-saída já conhecidos para encontrar os parâmetros restantes com o auxílio de ferramentas de estimação.

3.2.4 Toolbox de Identificação

O Matlab possui a toolbox System Identification que tem a interface gráfica mostrada na Figura 3.2, tornando mais intuitivo o trabalho de identificação de processos. Nela é possível carregar os dados de entrada e saída a fim de identificar a relação entre eles e escolher qual será a forma de estimação dos modelos.

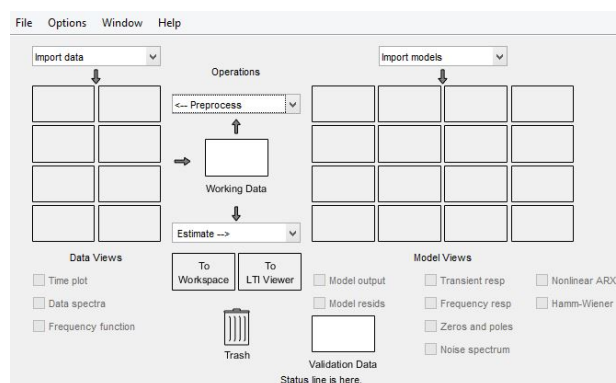


Figura 3.2: Interface gráfica da Toolbox

Ao escolher a opção "Process Model" como forma de estimação (Figura 3.3), é possível colocar a função de transferência e valores iniciais para os parâmetros da função (modelagem caixa-cinza). Além dela, podem ser escolhidas outras formas de estimação (função de transferência, espaço de estado, modelo não-linear, etc) e, em seguida, comparar o modelo gerado (Figura 3.4) com os dados de validação.

As equações geradas pela toolbox aparecem nos espaços mais à direita da janela. Para ver o valor dos parâmetros estimados, basta clicar duas vezes sobre a estimação criada. É possível também exportar o modelo para o espaço de trabalho do Matlab.

Transfer Function

$$\frac{K(1 + Tz s) \exp(-Td s)}{s(1 + Tp1 s)(1 + Tp2 s)(1 + Tp3 s)}$$

Poles

3 All real

☒ Zero
☒ Delay
☒ Integrator

Par	Known	Value	Initial Guess	Bounds
K	<input type="checkbox"/>		Auto	[-Inf Inf]
Tp1	<input type="checkbox"/>		Auto	[0 Inf]
Tp2	<input type="checkbox"/>		Auto	[0 Inf]
Tp3	<input type="checkbox"/>		Auto	[0 Inf]
Tz	<input type="checkbox"/>		Auto	[-Inf Inf]
Td	<input type="checkbox"/>		Auto	[0 30]

Initial Guess

☒ Auto-selected
☐ From existing model:
☐ User-defined: Value-->Initial Guess

Disturbance Model: None Initial condition: Auto Regularization...
Focus: Simulation Covariance: Estimate Options...

☐ Display progress

Name: P3DIZ

Figura 3.3: Janela de estimação do modelo do processo

Data/model Info: P1

Model name: P1
Color: [0.75,0.75,0]

Process model with 2 outputs: $y_k = Gk(s)u$
From input "u1" to output "y1":
Kp
 $G1(s) = \frac{Kp}{1 + Tp1*s}$

Diary and Notes

```
% Import respostai2

Opt = procestOptions;
Opt.Display = 'full';
P1 = procest(respostai2,{'P1'; 'P2'}, Opt);
```

Figura 3.4: Modelo criado com a Toolbox

3.3 Projeto de Controladores

De forma a fazer com que a resposta de um sistema reaja de uma forma esperada, ou seja, para que a resposta de um sistema siga um sinal de referência, é necessário adicionar no sistema alguns elementos que podem ser manipulados de forma que a resposta possa ser controlada.

Sistemas de ordem menor, que podem ser aproximados para um sistema de segunda ordem (equação 3.24) subamortecido, possuem características que podem ser analisadas e utilizadas na

definição do tipo de controlador a ser utilizado e nos valores de seus parâmetros. Dentre essas características se encontram (Figura 3.5):

- Estabilidade: A resposta total de um sistema pode ser dada por:

$$y(t) = y_{forçada}(t) + y_{natural}(t) \quad (3.23)$$

Caso a resposta natural do sistema tenda à zero quando o tempo tenda a infinito, o sistema é dito estável. Caso a resposta natural permaneça estável ou fique oscilando a medida que o tempo tende a infinito, o sistema é marginalmente estável. Caso a resposta natural aumente sem limites quando o tempo tende a infinito, o sistema é instável [11];

- Erro em regime permanente (e_{ss}): É a diferença entre o valor de referência desejado e o valor da resposta do sistema após a estabilização do sistema;
- Tempo de estabelecimento (t_s): É o tempo necessário para a resposta atingir uma gama de valores em torno do valor final (normalmente 2% ou 5%);
- Instante de pico (t_p): Tempo necessário para a resposta atingir seu valor máximo;
- Sobressinal (M_p): É o máximo valor nominal atingido acima do valor de referência durante o período transitório.

$$G(s) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (3.24)$$

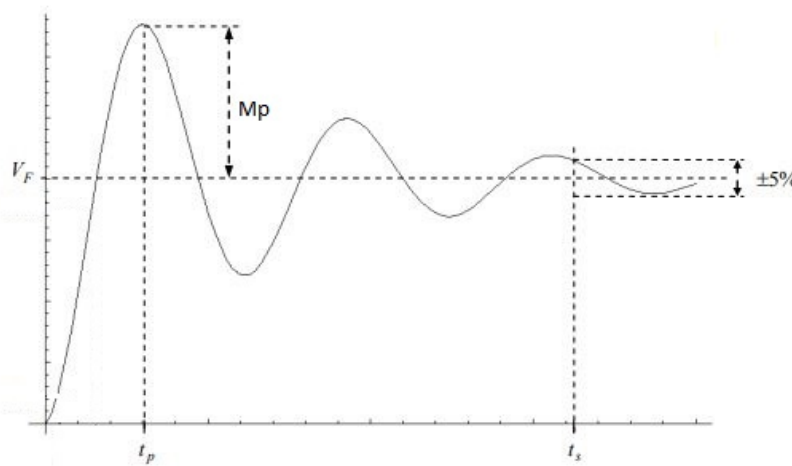


Figura 3.5: Parâmetros da resposta a um degrau

Apesar de ser fácil de se identificar essas características, a maioria dos sistemas reais não se comporta de forma desejada sendo necessário o projeto de um controlador.

A primeira característica que se deseja atingir é a estabilidade, ou seja, é fazer com que a resposta natural do sistema tenda a zero a medida que o tempo tende a infinito. As vezes, apenas

fechando o sistema com uma realimentação unitária e adicionando um ganho já é possível atingir esse requisito.

A segunda característica desejada é que o erro em regime permanente seja zero ou seja o menor possível quando o tempo tende à infinito. Para isso, é necessário identificar o tipo do sistema (número de pólos na origem do plano s) para decidir quantos pólos serão adicionados na origem (integradores).

Input	Steady-state error formula	Type 0		Type 1		Type 2	
		Static error constant	Error	Static error constant	Error	Static error constant	Error
Step, $u(t)$	$\frac{1}{1+K_p}$	$K_p = \text{Constant}$	$\frac{1}{1+K_p}$	$K_p = \infty$	0	$K_p = \infty$	0
Ramp, $tu(t)$	$\frac{1}{K_v}$	$K_v = 0$	∞	$K_v = \text{Constant}$	$\frac{1}{K_v}$	$K_v = \infty$	0
Parabola, $\frac{1}{2}t^2u(t)$	$\frac{1}{K_a}$	$K_a = 0$	∞	$K_a = 0$	∞	$K_a = \text{Constant}$	$\frac{1}{K_a}$

Figura 3.6: Tipos de Sistema

Para sistemas do tipo 0 é necessário colocar um integrador para zerar o erro do sistema com realimentação unitária (Figura 3.7) para referência do tipo degrau e tornar constante o erro a uma entrada rampa, dois integradores para zerar os erros de entradas degrau e rampa e tornar constante o erro a uma entrada parábola. Para um sistema do tipo 1, é necessário colocar um integrador para zerar o erro a uma entrada rampa e tornar constante o erro a uma entrada parábola e dois integradores para zerar o erro a uma entrada parábola. Já para um sistema do tipo 2 basta colocar um integrador de forma a zerar o erro para uma entrada parábola (Figura(3.5)).

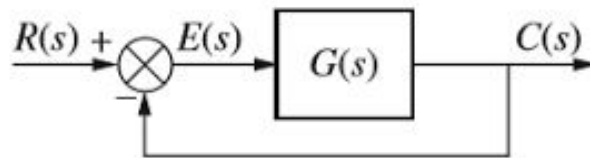


Figura 3.7: Realimentação Unitária

As últimas características que devem ser atingidas em um projeto são referentes a resposta transitória do sistema, ou seja, como o processo se comporta antes que a resposta se estabilize em torno do valor de referência. Para isso, é possível utilizar o LGR para se alocar os pólos e zeros do controlador a ser projetado, uma vez que essas características podem ser traduzidas em pólos que devem pertencer ao LGR do modelo.

Dentre os principais tipos de controladores estão o P, PI e o PID.

3.3.1 Controlador P

Consiste em adicionar apenas um ganho K_c no sistema (Figura 3.8).

Assim, a função de transferência do controlador é:

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_c \quad (3.25)$$

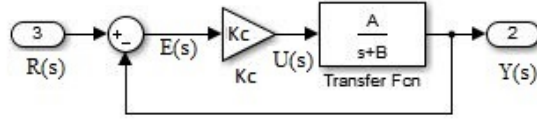


Figura 3.8: Controlador Proporcional

A utilização de apenas um ganho no controlador afeta a velocidade de resposta do sistema, (além de poder diminuir, sem zera, o erro em regime permanente) uma vez que não altera os pólos e zeros do sistema em malha aberta no LGR.

3.3.2 Controlador PI

Possui duas componentes em sua ação de controle, uma proporcional ao erro e outra proporcional à integral do erro (Figura 3.9).

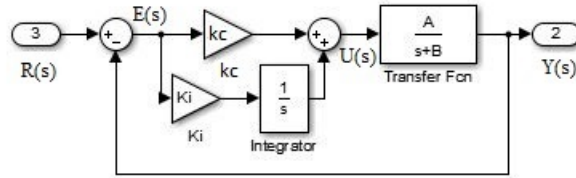


Figura 3.9: Controlador Proporcional-Integral

Assim, a função de transferência do controlador PI é:

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_c + \frac{k_i}{s} = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) = k_c \left(\frac{T_i s + 1}{T_i s}\right) \quad (3.26)$$

em que:

$$T_i = \frac{k_c}{k_i} \quad (3.27)$$

A utilização desse controlador adiciona um pólo na origem e um zero em $-\frac{1}{T_i}$, além de um ganho k_c . Assim, é necessário escolher os valores dos ganhos de forma que o zero fique em uma posição de que não afete a estabilidade do sistema ao mesmo tempo que mantenha a resposta transitória dentro dos requisitos de projeto.

3.3.2.1 Efeito de windup

Quando se implementa um controlador com canal integral em um sistema real, pode ser que ocorra o efeito de *windup* [12].

O *windup* ocorre quando o canal integral encontra um erro prolongado entre o sinal controlado e seu valor de referência. Quando o controlador ultrapassa seu limite, o termo integral continua acumulando e aumentando o sinal de saída do controlador, porém esse aumento não afeta o sistema controlado (devido o uso do saturador). O problema começa quando o erro do sistema (*feedback*) diminui e volta para a zona efetiva do controlador, uma vez que o sinal do controlador demorará mais tempo para diminuir (deixando de seguir o *feedback*).

Esse efeito ocorre por conta das limitações dos atuadores reais. Por exemplo, um controlador envia um sinal para abrir completamente uma válvula (atingindo seu limite), de forma a corrigir uma mudança abrupta do erro. Se o erro continuar por um certo tempo, o termo integral do controlador continuará aumentando de forma a aumentar o sinal enviado à válvula (que já se encontra em saturação).

Supondo que em $t = t_s$, um erro atuante muito grande leve o sinal de controle $u(t)$ ao nível de saturação M do atuador [13]. Agora, supondo que a saída leve t_f para chegar perto da referência e alterar o sinal do erro. A ação integradora acaba gerando o valor acumulado do sinal de controle de:

$$U_w = \frac{k_c}{T_i} \int_{t_f}^{t_s} e(\tau) d\tau \gg M \quad (3.28)$$

Após o tempo t_f o erro $e(t)$ muda de sinal e $u(t)$ começa a diminuir, de acordo com:

$$u(t) = k_c e(t) + U_w + \frac{k_c}{T_i} \int_t^{t_f} e(\tau) d\tau \quad (3.29)$$

Assim, $u(t)$ se mantém na saturação por algum tempo após t_f .

Ao implementar a estratégia da Figura 3.10, o sinal $u^*(t)$ é dado por:

$$u'(t) = \begin{cases} -M & \text{para } u(t) < -M \\ m(t) & \text{para } -M < u(t) < M \\ M & \text{para } u(t) > M \end{cases} \quad (3.30)$$

O novo sinal do controlador é dado por:

$$U'(s) = U(s) = k_c E(s) + \frac{1}{T_i s + 1} U^*(s) \quad (3.31)$$

Assim, a nova função de transferência do controlador passa a ser dada por:

$$\frac{U'(s)}{E(s)} = k_c \frac{1}{1 - \frac{1}{1+T_i s}} = k_c \frac{T_i s + 1}{T_i s} = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) \quad (3.32)$$

Dessa forma, o controlador não integra o erro durante a saturação, apenas amplifica o ganho proporcional k_c e soma um degrau M filtrado por uma constante de tempo T_i . Enquanto o sinal $u'(t)$ se mantém igual a M na saída do controlador, o sinal $u(t)$ é dado por:

$$U(s) = k_c E(s) + \left(\frac{1}{T_i s + 1}\right) \frac{M}{s} \quad (3.33)$$

que após algumas constantes de tempo T_i acaba ficando:

$$u(t) \cong k_c e(t) + M, \quad \text{com} \quad u'(t) = M \quad (3.34)$$

Após o tempo t_f , quando a saída reage e o erro $e(t)$ muda de sinal, devido ao bloco de saturação tem-se que [13]:

$$u'(t) = u(t) = k_c e(t) + M + \frac{k_c}{T_i} \int t^{t_f} e(\tau) d\tau \leq M \quad (3.35)$$

Como $M \ll U_w$, fica comprovada a ação anti *windup*

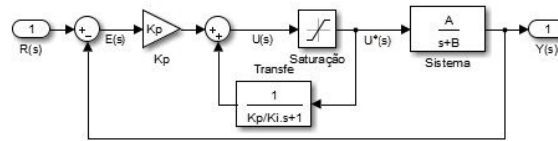


Figura 3.10: Controlador Proporcional-Integral com anti *windup*

3.3.3 Controlador PD

Possui duas componentes em sua ação de controle, uma proporcional ao erro e outra proporcional à derivada do erro (Figura 3.11).

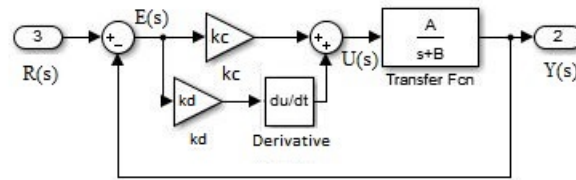


Figura 3.11: Controlador Proporcional-Integral

A função de transferência do controlador PD é:

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = k_c + k_d s = k_c \left(1 + \frac{k_d s}{k_c}\right) = k_c (1 + T_d s) \quad (3.36)$$

em que:

$$T_d = \frac{k_d}{k_c} \quad (3.37)$$

3.3.4 Controlador PID

Possui três componentes em sua ação de controle: uma proporcional ao erro, uma proporcional à integral do erro e uma proporcional à derivada do erro. A utilização desse controlador adiciona um pólo na origem e dois zeros no sistema (Figura 3.12).

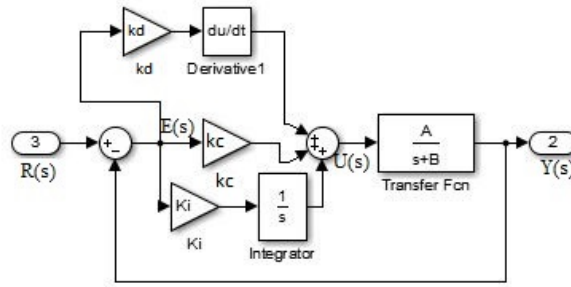


Figura 3.12: Controlador PID

Assim, o controlador PID não causal pode ser descrito por:

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = s k_d + k_p + \frac{k_i}{s} = k_c \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s}\right) = k_c \left(\frac{T_i T_d s^2 + T_i s + 1}{T_i s}\right) \quad (3.38)$$

em que:

$$\begin{aligned} T_i &= \frac{k_c}{k_i} \\ T_d &= \frac{k_d}{k_c} \end{aligned} \quad (3.39)$$

O método de Ziegler-Nichols de malha fechada é um dos principais métodos de determinação dos parâmetros de um controlador Proporcional-Integral-Derivativo. Ele consiste em que os ganhos integral e derivativo, k_i e k_d , respectivamente são zerados e o ganho proporcional é aumentado de forma a tornar o sistema marginalmente estável. Então, esse ganho crítico k_{cr} e o período de oscilação P_{cr} são anotados. Os ganhos T_i , T_p e k_c podem ser facilmente calculados com o auxílio da Tabela 3.1

Tabela 3.1: Tabela com os parâmetros do ajuste de Ziegler-Nichols

Controle	k_c	T_i	T_d
P	$0.5k_{cr}$	—	—
PI	$0.45k_{cr}$	$\frac{P_{cr}}{1.2}$	—
PID	$0.6k_{cr}$	$\frac{P_{cr}}{2}$	$0.125P_{cr}$

Capítulo 4

Identificação e Validação dos Modelos matemáticos

4.1 Modelo da Planta Completa

Uma vez que os modelos matemáticos não lineares da planta completa foram definidos no Capítulo [3], é possível fazer simulações com auxílio do Matlab para depois compará-las com o sistema real e assim verificar se os parâmetros escolhidos para a simulação são próximos o suficiente das medidas obtidas na planta piloto.

Para isso, foi feito um diagrama de blocos do sistema completo com o simulink (Figura 4.1). Expandindo os blocos de balanço de massa, 'TANQUE1' (Figura 4.2), 'TANQUE2b' (Figura 4.3) e 'TANQUE3' (Figura 4.4) é possível ver as equações 2.4, 2.5 e 2.8, respectivamente.

4.1.1 Parâmetros da Simulação

Para que a simulação fique mais próximo possível do processo real, é necessário que os parâmetros utilizados na simulação estejam o mais próximo possível da realidade. Todas as válvulas presentes na planta foram modeladas como sendo um valor que pode variar de 0 até 1 que multiplica os termos das equações em que elas estão presentes. Ou seja, os termos Hv_i e Fv_i são modelados matematicamente como um número dentro do intervalo $[0,1]$.

Além disso, as áreas de secção transversal dos tanques 1 e 3, os diâmetros maior e menor do tanque cônico e a altura máxima de cada tanque foram medidas e estão presentes no Capítulo 2.

Em relação as constantes L_{12} , L_{13a} , L_{13b} , L_3 , L_{3a} , L_{3b} , L_{23} , L_{2a} e L_{2b} , foram encontrados valores na literatura [14]:

$$\frac{L_i}{A_1} = 3.32 \quad (4.1)$$

Assim, os parâmetros carregados no Simulink estão presentes no Anexo 1.

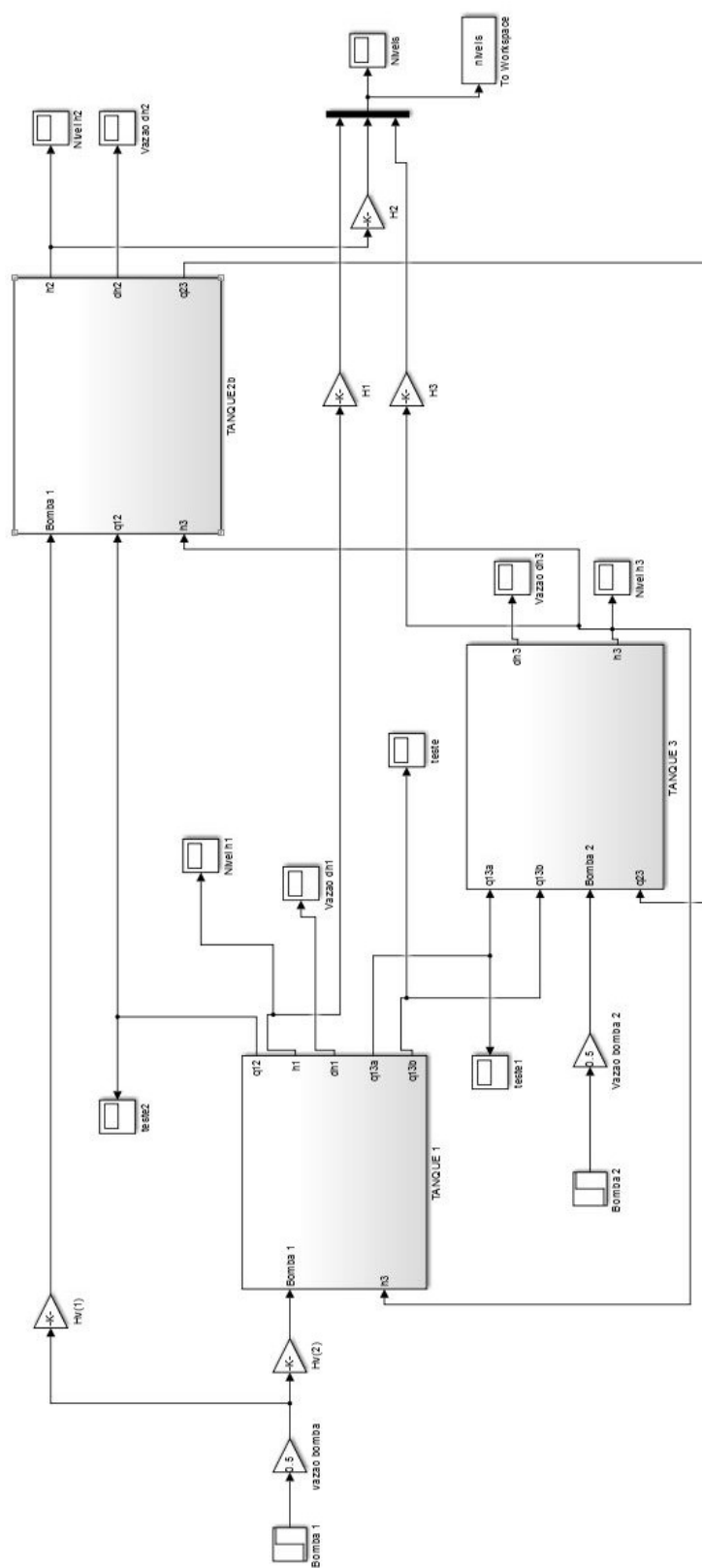
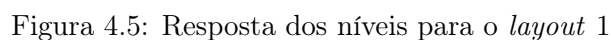


Figura 4.1: Diagrama de blocos que descreve as equações do sistema



Analisando o comportamento do nível do tanque 1 e do nível do tanque 2 nos modelos real e simulado de ambos os *layouts* é possível afirmar que o formato básico das equações utilizadas para fazer as simulações está correto, visto que o comportamento é parecido, apesar de diferente. Apesar disso, os valores dos parâmetros da simulação estão incorretos, principalmente no *layout* 2, que além de ter a resposta transitória diferente do processo real (como no *layout* 1), também o regime permanente resultou em algo diferente, principalmente para o tanque 2.

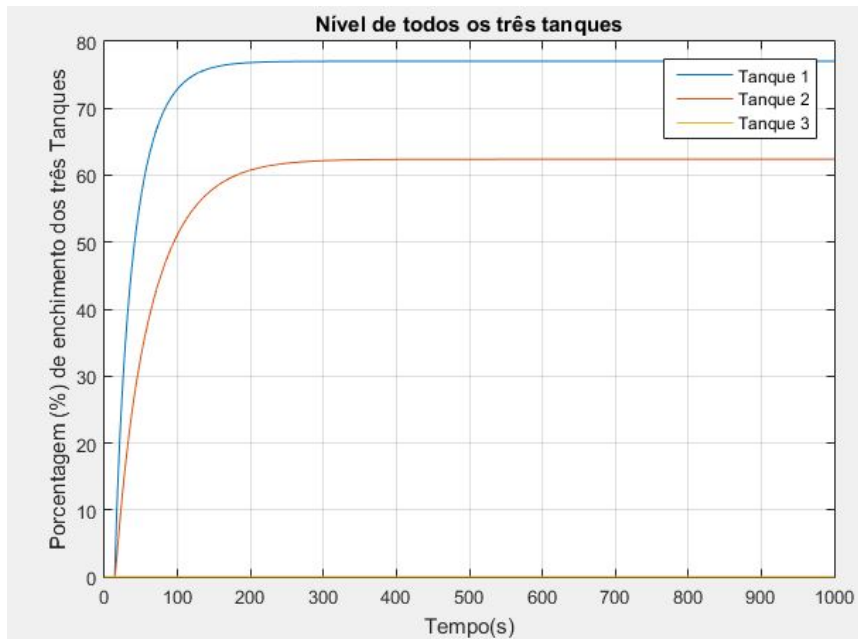


Figura 4.6: Resposta dos níveis para o *layout 2*

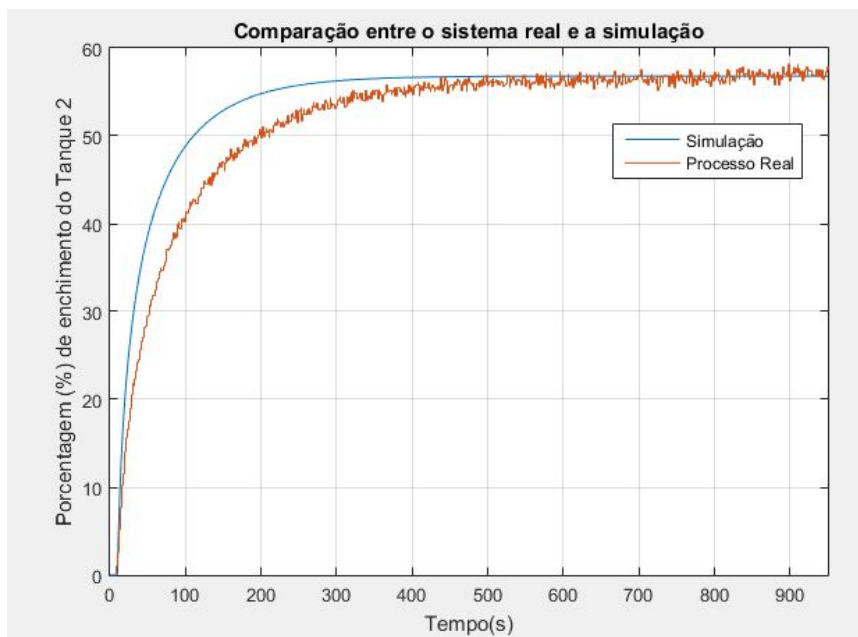


Figura 4.7: Comparação entre os níveis real e simulado do tanque 2

É importante ressaltar ainda que os parâmetros utilizados nas simulações do *layout 1* e *layout 2* são diferentes para tentar aproximar os resultados das simulações o máximo possível dos modelos reais.

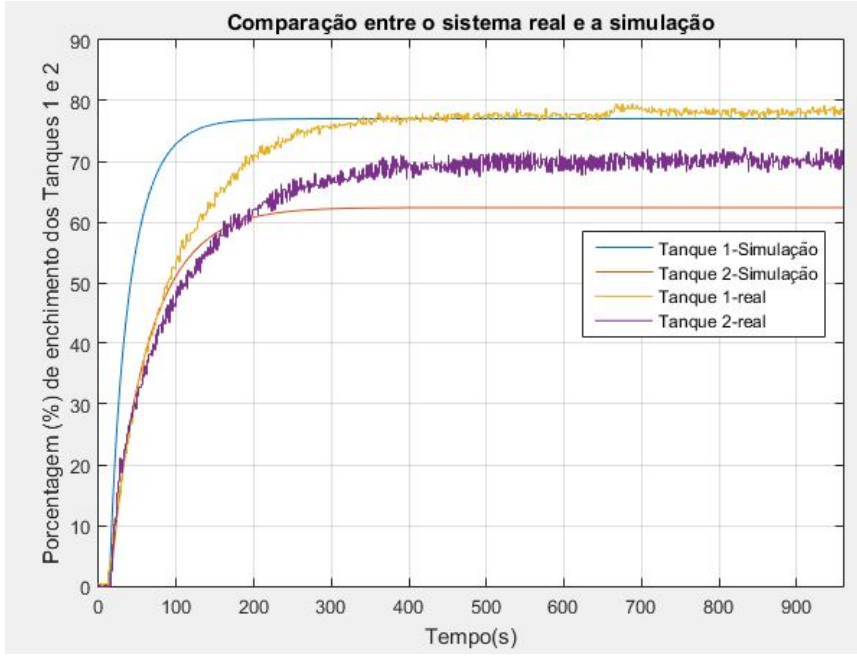


Figura 4.8: Comparação entre os níveis real e simulado dos tanques 1 e 2

4.2 Layout 1

4.2.1 Modelo Linear por expansão de série Taylor

De forma a simplificar o comportamento do processo, as equações 3.8 e 3.10 foram linearizadas segundo a teoria [15] [16]. Considerando que não existe variação no nível dos tanques estudados, ou seja $\frac{dh_1(t)}{dt} = 0$ e $\frac{dh_2(t)}{dt} = 0$, é possível caracterizar o regime permanente dos processos estudados, onde são definidos os pontos de operação.

Além disso, para facilitar a visualização e controle da relação entre entrada controlada (válvula solenóide) e saída (nível do tanque 2), é feita uma transformação do sinal de entrada. Assim, ao invés de trabalhar com a porcentagem de abertura da válvula, é usada a porcentagem de fechamento da válvula, ou seja, quando o sinal de controle aumenta, o nível também aumenta.

Assim, o *layout* 1 fica:

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{k_1 u_1 - k_2 \sqrt{h_2} + k_3 u_2 \sqrt{h_2}}{(k_4 + k_5 h_2)^2} = G_1(u_1, u_2, h_2). \quad (4.2)$$

$$\frac{d(h_2 - \bar{h}_2)}{dt} = \left. \frac{\partial G_1}{\partial u_1} \right|_p (u_1 - \bar{u}_1) + \left. \frac{\partial G_1}{\partial u_2} \right|_p (u_2 - \bar{u}_2) + \left. \frac{\partial G_1}{\partial h_2} \right|_p (h_2 - \bar{h}_2) \quad (4.3)$$

em que u_1 é a entrada proveniente de **B1** e u_2 é a válvula de controle Fv_1 .

Como **B1** é mantida constante, temos que:

$$\frac{d\tilde{h}_2}{dt} = \left[\frac{-k_3 \sqrt{\bar{h}_2}}{(k_4 + k_5 \bar{h}_2)^2} \right] \tilde{u}_2 + \left[\frac{4\sqrt{\bar{h}_2} k_1 k_5 \bar{u}_1 + (3k_5 \bar{h}_2 - k_4)(k_3 \bar{u}_2 - k_2)}{2\sqrt{\bar{h}_2} (k_4 + k_5 \bar{h}_2)^3} \right] \tilde{h}_2 \quad (4.4)$$

Considerando $\alpha = \left[\frac{-k_3\sqrt{\tilde{h}_2}}{(k_4+k_5\tilde{h}_2)^2} \right]$ e $\beta = \left[\frac{4\sqrt{\tilde{h}_2}k_1k_5\tilde{u}_1+(3k_5\tilde{h}_2-k_4)(k_3\tilde{u}_2-k_2)}{2\sqrt{\tilde{h}_2}(k_4+k_5\tilde{h}_2)^3} \right] \tilde{h}_2$, é possível reescrever 4.4:

$$\begin{aligned} \frac{d\tilde{h}_2}{dt} &= \alpha\tilde{u}_2 + \beta\tilde{h}_2 \\ y(t) &= \gamma x(t) \end{aligned} \quad (4.5)$$

Aplicando a transformada de Laplace na equação 4.5, temos:

$$s\bar{H}_2(s) = \alpha\bar{U}_2(s) + \beta\bar{H}_2(s) \quad (4.6)$$

E a função de transferência fica:

$$\frac{\bar{Y}(s)}{\bar{U}_2(s)} = \frac{\alpha\gamma}{s - \beta} \quad (4.7)$$

Caracterizando um sistema de primeira ordem.

4.2.1.1 Identificação e Validação do Modelo Linear

Antes de realizar a identificação e validação dos modelos, foi realizado um ensaio para determinar um ponto de operação para o processo com as configurações do *layout* 1. Tal experimento está representado pela Figura 4.5, e os pontos de operação do sistema em regime permanente são:

- Entrada u_1 (**B1**) em 38%;
- Entrada u_2 (Válvula de Controle) em 70% *fechada*;
- Saída h_2 em 56.4681% (calculado com o auxílio da função *mean(h2)* na linha de comando do Matlab).

Em seguida, para identificação e validação do modelo, foi aplicado um sinal *PRBS* na entrada u_2 e mantendo u_1 constante. Os dados obtidos foram separados em 70% para a identificação e 30% para a validação dos modelos, como a literatura defende [2]. Para prosseguir com a identificação do modelo, os dados de identificação e validação foram normalizados em torno dos pontos de operação. A Figura 4.10 mostra os dados de validação e identificação normalizados. O script criado no Matlab está no Anexo.

Utilizando a descrição no espaço de estados para fazer uma primeira identificação dos parâmetros, temos que:

$$\begin{aligned} \frac{dx(t)}{dt} &= Ax(t) + Bu(t) \\ y(t) &= Cx(t) + Du(t) \end{aligned} \quad (4.8)$$

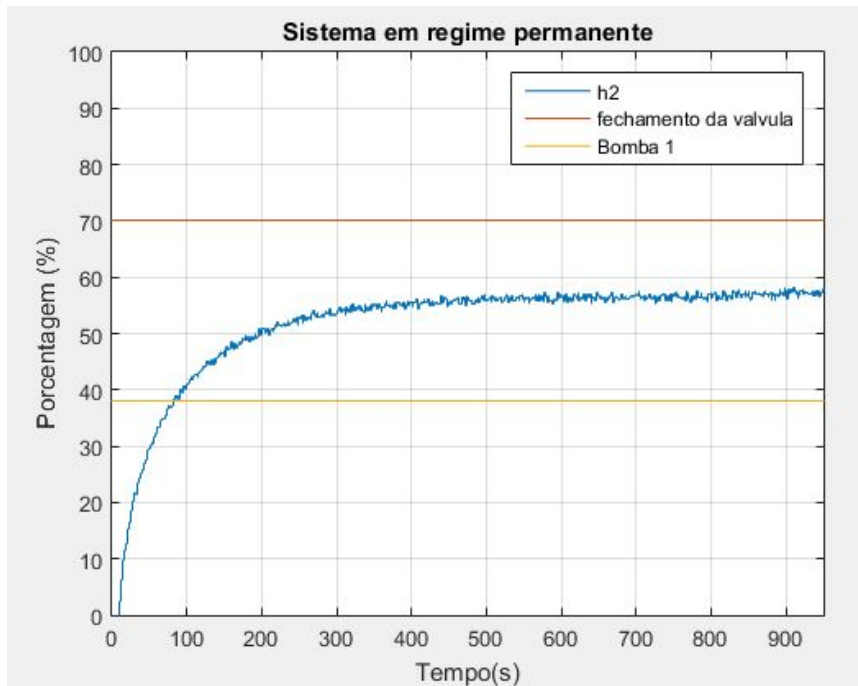


Figura 4.9: Resposta dos sistemas do *layout1* para um degrau em u_1 e outro em u_2

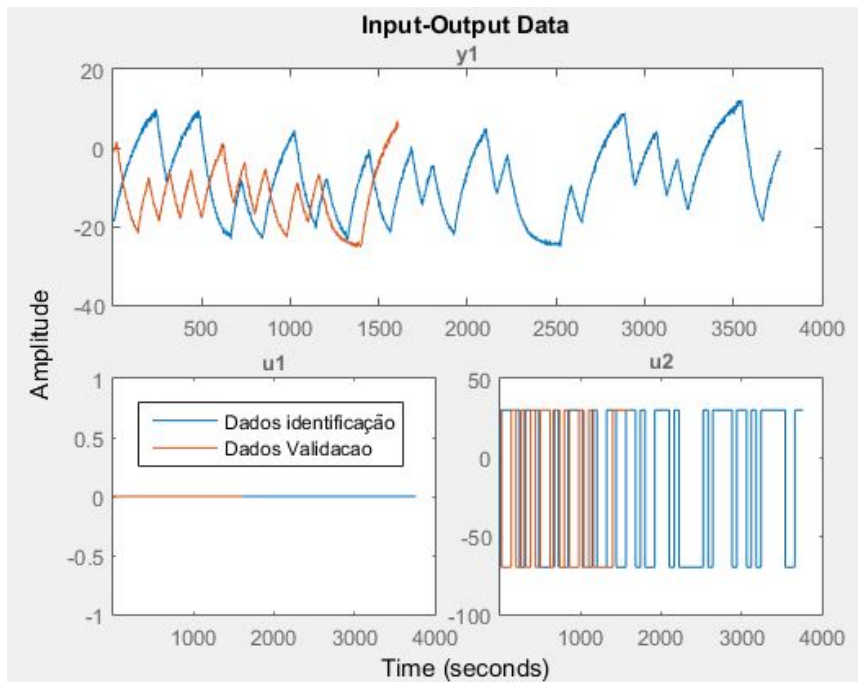


Figura 4.10: Ensaio de Identificação/Validação do *layout 1*

No caso deste trabalho, as variáveis de estado $x(t)$ são os vetores de nível dos tanques estudados; as entradas $u(t)$ são a rotação da Bomba 1 e a válvula de controle; as saídas $y(t)$ dependem apenas dos níveis dos tanques. Assim:

$$A = [\beta], B = [\alpha], C = [\gamma], D = 0. \quad (4.9)$$

Foi então utilizada Toolbox de Identificação de Sistemas para determinar o valor dos parâmetros α e β e a aderência do modelo encontrado no modelo real. Inicialmente foi utilizada uma varredura pra identificar qual a ordem do modelo que mais se enquadra com os dados. Como pode ser visto na Figura [4.11], o modelo que mais se aproxima do real é de primeira ordem e os valores das matrizes A , B , C e D são:

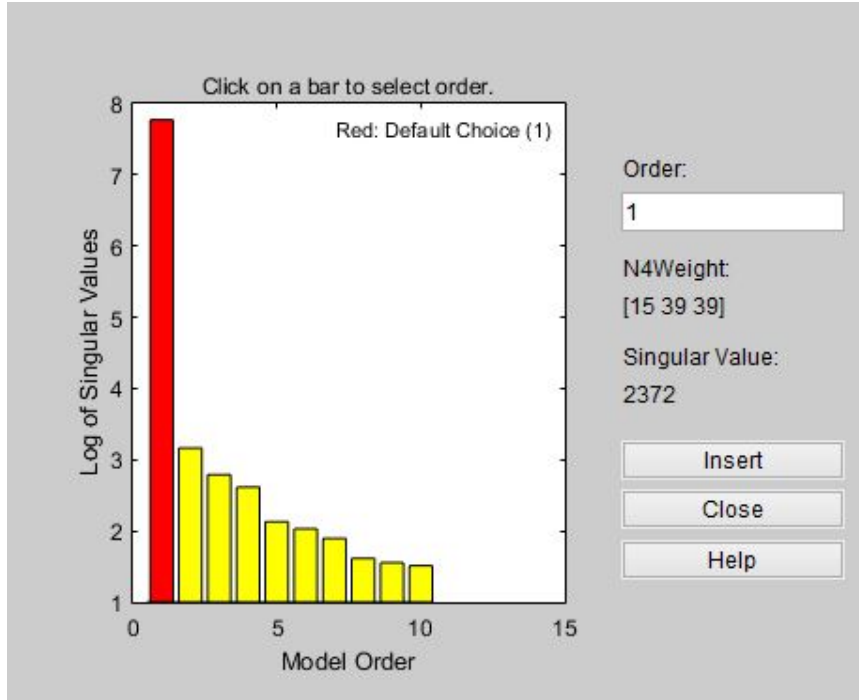


Figura 4.11: Idetificação da ordem do modelo que mais se adequa aos dados

$$A = [-0.00998], B = [6.335e - 06], C = [716.6], D = 0. \quad (4.10)$$

Além disso, foi realizada uma estimação do modelo do processo com o auxílio através da equação 4.7 (modelo caixa-cinza) e a função de transferência encontrada foi:

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.46878}{110.5s + 1} \quad (4.11)$$

O ajuste é o quanto o modelo se aproxima dos dados de validação e essa taxa pode ser péssima ($-\infty\%$) ou ótima (100%); a ordem mostrada na Tabela 4.1 equivale ao número de variáveis de estado presentes no modelo.

Através dos dados da Tabela 4.1 e da Figura 4.12 é possível perceber que os modelos de primeira ordem são realmente os mais se aproximam do modelo real, tendo um ajuste de aproximadamente

Tabela 4.1: Tabela de ajuste de cada modelo para o *layout1*

Modelos	Ajuste Tanque 2	Ordem
Modelo Caixa Cinza	75.62%	1
Espaço de Estados	74.88%	1
ss3	74.67%	2
ss4	65.84%	3

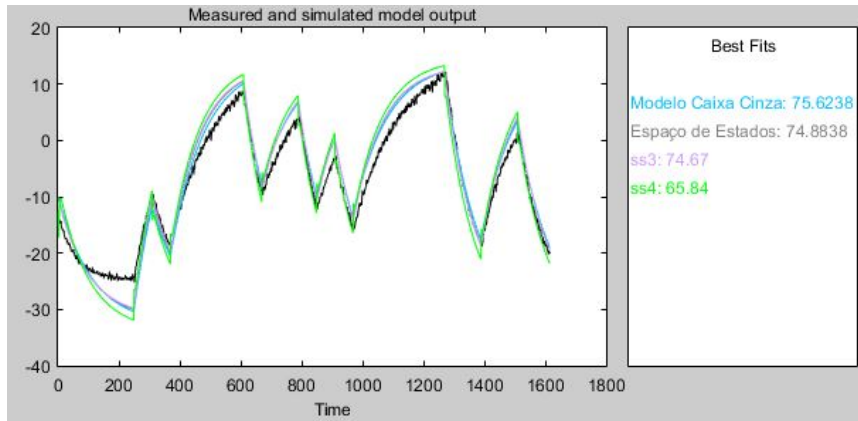


Figura 4.12: Validação do Modelo gerado

75% tanto para o modelo caixa cinza quanto para o modelo no espaço de estados, comprovando que a modelagem teórica foi realizada de maneira correta. Além disso, substituindo os valores dos parâmetros encontrados na equação 4.10 na equação 4.7 e comparando com a equação 4.11 é possível afirmar que os dois modelos gerados estão corretos, devido a proximidades dos valores de seus parâmetros.

4.2.1.2 Identificação e Validação do Modelo Não Linear

Para encontrar os modelos não-lineares, foram utilizados modelos NARX. Eles são modelos discretos no tempo que apresentam o valor de saída $y(k)$ em função de valores prévios dos sinais de entrada e de saída, ou seja, $y(k) = F[y(k-1), \dots, y(k-n_y), u(k-d), \dots, u(k-n_u)]$, sendo que n_y , n_u e d são os maiores atrasos em y , em u e o tempo morto, respectivamente [2].

A comparação do modelo não-linear (equação 4.12) encontrado para o processo real com as configurações do *layout 1* está representado pela Figura 4.13 e pela Tabela 4.2.

Assim, o modelo que foi encontrado com o auxílio da opção "Nonlinear Model" da toolbox de identificação pode ser escrito:

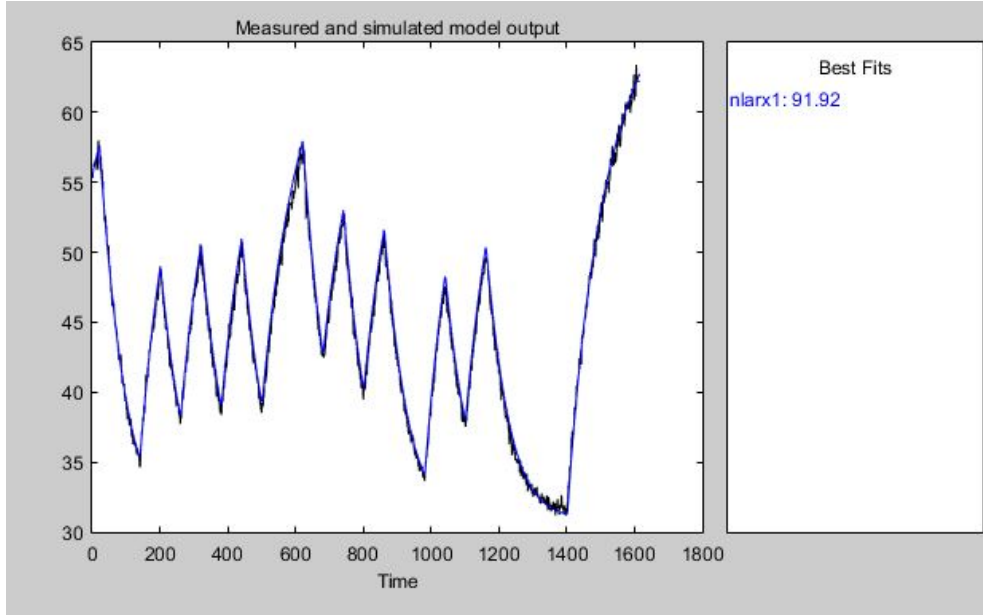


Figura 4.13: Comparação entre os dados de validação e o modelo não-linear do *layout1*

$$nlarx1 = \begin{bmatrix} y_1(k) \end{bmatrix} = 2 \begin{bmatrix} y_1(k-1) \end{bmatrix}, \begin{bmatrix} y_1(k-2) \end{bmatrix}, \begin{bmatrix} 5 & 5 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_{11}(k-1) & u_{21}(k-1) \\ u_{12}(k-2) & u_{22}(k-2) \\ u_{13}(k-3) & u_{23}(k-3) \\ u_{14}(k-4) & u_{24}(k-4) \\ u_{15}(k-5) & u_{25}(k-5) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} E \\ E \end{bmatrix} \quad (4.12)$$

em que a matriz E é uma matriz de erro.

Apesar da grande aderência ao modelo real, esse tipo de identificação caixa preta não fornece muita informação a cerca da dinâmica real do sistema. Dessa forma, foi necessário criar um *script* no Matlab (presente no Anexo) que, através de hipóteses iniciais para os valores dos parâmetros, das equações de estados e do método de estimação escolhido (o método utilizado foi o *lsqnonlin* - método dos mínimos quadrados não linear) que descrevem o sistema, estima o melhor valor possível dos parâmetros das equações.

É importante que as hipóteses iniciais sejam feitas com base em alguma informação do sistema, uma vez que valores iniciais distantes da solução ótima podem demandar muito tempo para obtenção do resultado.

Por isso, o modelo caixa cinza encontrado para o modelo linear da equação 4.11 foi utilizado na determinação dos chutes iniciais para os parametros do modelo não linear.

Utilizando as equações 4.4, 4.5, 4.7 e 4.11 foi possível encontrar as seguintes relações:

$$\begin{aligned} 0.0665 &= k_4 + 56.5K_5 \\ k_3 &= 0.0623 \\ 1 &= 1142.53k_1k_5 + (169.5k_5 - k_4)(4.361 - k_2) \end{aligned} \quad (4.13)$$

Escolhendo $k_5 = 1$ e $k_2 = 5$ é possível encontrar os demais parâmetros:

$$\begin{aligned} k_1 &= 0.127 \\ k_2 &= 5 \\ k_3 &= 0.0623 \\ k_4 &= -56.4335 \\ k_5 &= 1 \end{aligned} \quad (4.14)$$

Rodando o *script* com as hipóteses iniciais sendo os valores das equações 4.14, os valores estimados para os parâmetros do modelo não linear são:

$$\begin{aligned} k_1 &= 47531.5 \\ k_2 &= 324274 \\ k_3 &= 1081.42 \\ k_4 &= 413.92 \\ k_5 &= 20.3394 \end{aligned} \quad (4.15)$$

Resultando na equação que rege o sistema:

$$\text{Modelo cz} = \frac{dh_2}{dt} = \frac{47531.5u_1 + 324274u_2\sqrt{h_2} - 1081\sqrt{h_2}}{(413.92 + 20.3394h_2)^2} \quad (4.16)$$

Comparando o Modelo cz com os dados de validação (Figura 4.14) foi possível encontrar o ajuste do modelo ao processo real.

Tabela 4.2: Tabela de ajuste do modelo não linear estimado pelo *script* para o *layout1*

Modelos	Ajuste Tanque 2	FPE	MSE
nlarx1	91.92%	0.2102	0.6906
Modelo cz	86.32%	11.22	11.19

Mesmo possuindo um percentual de ajuste menor do que o do modelo estimado por caixa preta, esse modelo é o mais recomendável a se utilizar na modelagem do sistema real, pois ele possui um ajuste acima de 85% e apresenta equações que descrevem o processo de uma forma que permite o usuário um melhor entendimento da dinâmica do sistema.

Um problema que pode ser percebido no Modelo cz é o elevado valor para MSE e FPE, porém tais valores podem ser explicados pela magnitude dos parâmetros estimados, em que três deles possuem valores acima do milhão.

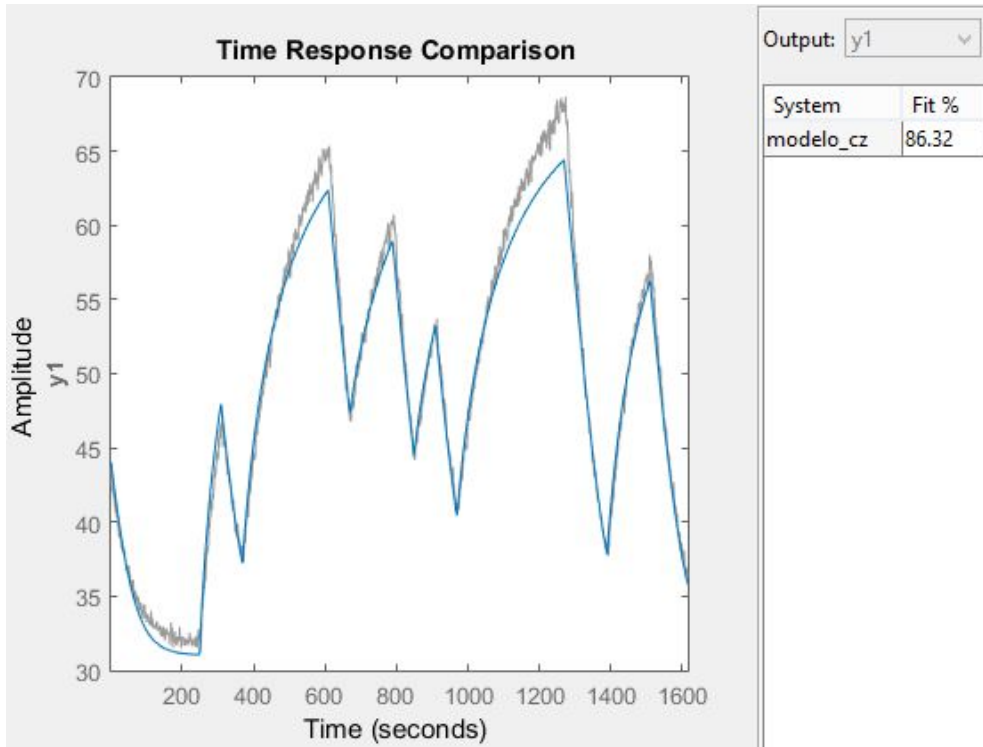


Figura 4.14: Comparação entre os dados de validação e o Modelo cz

Para comprovar a veracidade do modelo foi feito um modelo no Simulink e enviado um sinal de controle $u_1(bomba1)$ constante de 38% e um sinal de controle u_2 (percentagem de fechamento da válvula solenóide) e analisado o nível do tanque 2 (Figura 4.15). Ou seja, foram replicadas as condições do ponto de equilíbrio utilizado no *layout* 1 de forma que a saída do sistema fosse aproximadamente 56.5%.

4.2.2 Modelo Linear por Realimentação Exata

Utilizando uma realimentação entrada-estado é possível determinar uma lei de controle de forma a linearizar a equação 4.2. Assim, é necessário escolher um valor para u_2 que permita que a equação 4.2 se transforme em:

$$\dot{h}_2 = v(t) \quad (4.17)$$

em que $v(t)$ é a nova variável de controle e é dado por:

$$v(t) = \dot{r}(t) - ke(t) \quad (4.18)$$

Assim, escolhendo:

$$u_2 = \frac{(k_4 + k_5 h_2)^2 v + k_2 \sqrt{h_2} - k_1 u_1}{k_3 \sqrt{h_2}} \quad (4.19)$$

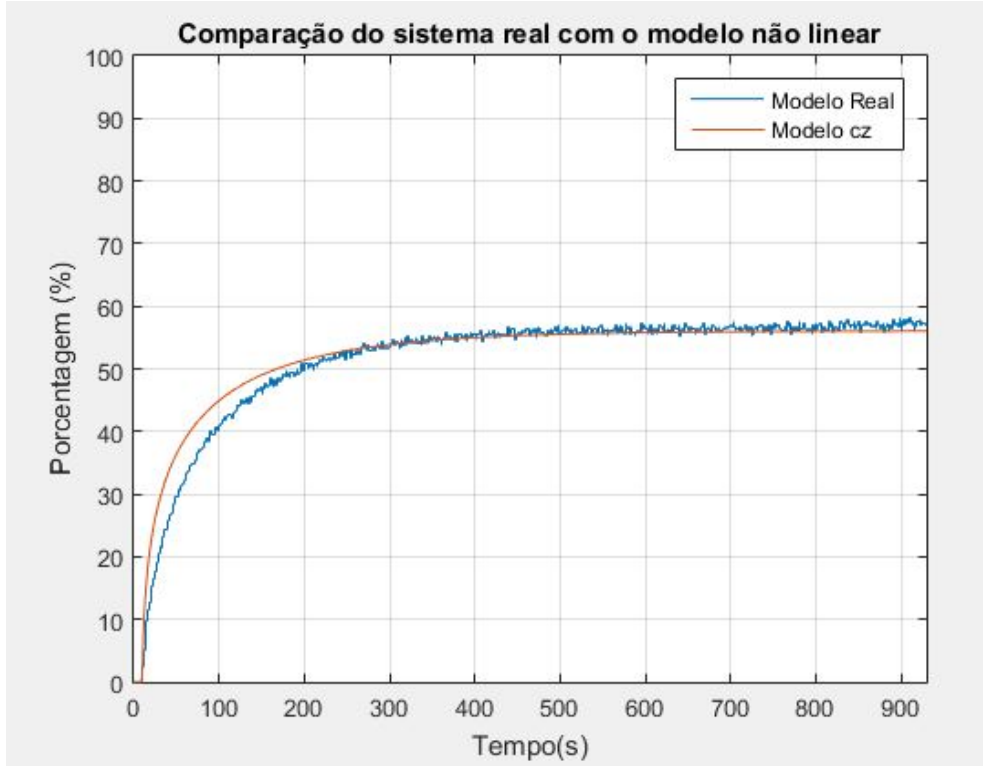


Figura 4.15: Comparação entre o Modelo cz e a planta real

O que resulta em:

$$\begin{aligned} \dot{h}_2 &= v \\ y &= h_2 \end{aligned} \tag{4.20}$$

Que é um sistema linear. Contudo, a lei de controle escolhida para o sistema não   válida para quando $k_3\sqrt{h_2} = 0$, ou seja, para quando o parâmetro $k_3 = 0$ (o que nunca ocorre, pois se trata de uma constante) ou quando o nível h_2 for zero (que é a condição inicial do sistema).

Assim, se faz necessária a retirada desse ponto do sistema para que a simulação possa ser feita de maneira correta. Para isso, foi colocado um bloco *switch* que faz a escolha do sinal de controle enviado ao modelo do sistema da seguinte forma:

$$\begin{aligned} u &= u(v, h), & \text{para } h_2(t) \neq 0 \\ u &= 0, & \text{para } h_2(t) = 0 \end{aligned} \tag{4.21}$$

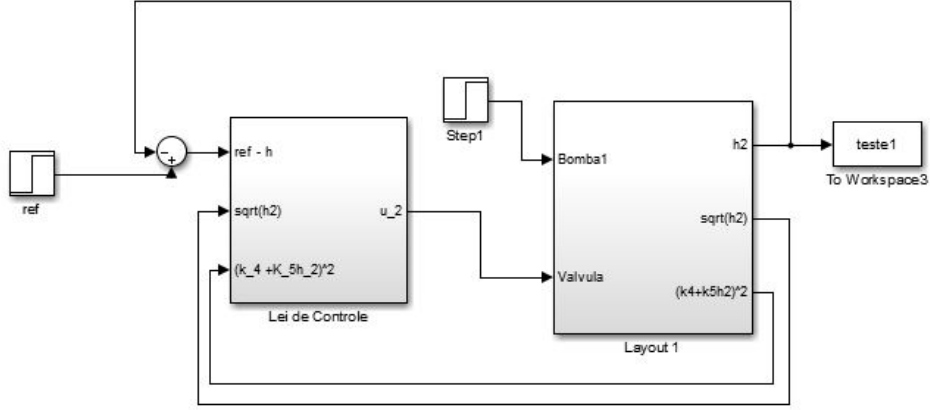


Figura 4.16: Diagrama de Blocos do sistema linearizado por realimentação entrada-estado

4.3 layout 2

4.3.1 Linearização por expansão de série Taylor

Realizando as simplificações das equações 3.8, 3.12 de forma a representar o *layout 2*, fica na forma:

$$\frac{dh_1}{dt} = k_1 u_1 - k_2 \sqrt{h_1} = G_1(u_1, h_1) \quad (4.22)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{k_2 \sqrt{h_1} - k_3 \sqrt{h_2} - k_4 u_2 \sqrt{h_2}}{(k_5 + k_6 h_2)^2} = G_2(u_2, h_1, h_2) \quad (4.23)$$

em que, u_1 é a entrada proveniente de B1 e u_2 é a válvula de controle Fv_1 .

É importante notar que para essa configuração está sendo utilizada a porcentagem de abertura da válvula como variável do sistema, ou seja, quanto maior seu valor, menor é o nível de água presente no tanque.

Para o tanque 1, a linearização por expansão de série de Taylor fica:

$$\frac{d(h_1 - \bar{h}_1)}{dt} = \left. \frac{\partial G_1}{\partial u_1} \right|_p (u_1 - \bar{u}_1) + \left. \frac{\partial G_1}{\partial h_1} \right|_p (h_1 - \bar{h}_1) \quad (4.24)$$

$$\frac{d\tilde{h}_1}{dt} = k_1 \tilde{u}_1 + \left[\frac{-k_2}{2\sqrt{\bar{h}_1}} \right] \tilde{h}_1 \quad (4.25)$$

Considerando $\alpha = \left[\frac{-k_2}{2\sqrt{h_1}} \right]$, temos:

$$\frac{d\tilde{h}_1}{dt} = k_1\tilde{u}_1 + \alpha\tilde{h}_1 \quad (4.26)$$

Para o tanque 2, a linearização fica:

$$\frac{d(h_2 - \bar{h}_2)}{dt} = \left. \frac{\partial G_2}{\partial u_2} \right|_p (u_2 - \bar{u}_2) + \left. \frac{\partial G_2}{\partial h_1} \right|_p (h_1 - \bar{h}_1) + \left. \frac{\partial G_2}{\partial h_2} \right|_p (h_2 - \bar{h}_2) \quad (4.27)$$

Com a válvula de controle Fv_1 sendo mantida constante

$$\frac{d\tilde{h}_2}{dt} = \left[\frac{k_2}{2\sqrt{h_1}(k_5 + k_6 h_2)^2} \right] \tilde{h}_1 + \left[\frac{-4k_2 k_6 \sqrt{h_1 h_2} - (k_5 - 3k_6 \bar{h}_2)(k_3 + k_4 \bar{u}_2)}{2\sqrt{h_2}(k_5 + k_6 \bar{h}_2)^3} \right] \tilde{h}_2 \quad (4.28)$$

Considerando $\beta = \left[\frac{k_2}{2\sqrt{h_1}(k_5 + k_6 h_2)^2} \right]$ e $\gamma = \left[\frac{-4k_2 k_6 \sqrt{h_1 h_2} - (k_5 - 3k_6 \bar{h}_2)(k_3 + k_4 \bar{u}_2)}{2\sqrt{h_2}(k_5 + k_6 \bar{h}_2)^3} \right]$, temos:

$$\frac{d\tilde{h}_2}{dt} = \beta\tilde{h}_1 + \gamma\tilde{h}_2 \quad (4.29)$$

Passando as equações 4.26 e 4.29 para o espaço de estados, temos:

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bu \\ y &= Cx + Du \end{aligned} \quad (4.30)$$

em que:

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} \dot{h}_1 \\ \dot{h}_2 \end{bmatrix}, A = \begin{bmatrix} \alpha & 0 \\ \beta & \gamma \end{bmatrix}, x = \begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \end{bmatrix}, B = \begin{bmatrix} k_1 \\ 0 \end{bmatrix}, y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix}, C = \begin{bmatrix} \rho & 0 \\ 0 & \sigma \end{bmatrix} \quad (4.31)$$

Aplicando a transformada de Laplace nas equações 4.26 e 4.29, temos que:

$$\begin{aligned} s\tilde{H}_1(s) &= k_1\tilde{U}_1(s) + \alpha\tilde{H}_1(s) \\ s\tilde{H}_2(s) &= \beta\tilde{H}_1(s) + \gamma\tilde{H}_2(s) \end{aligned} \quad (4.32)$$

Assim, as funções de transferência para os dois tanques podem ser descritas da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \frac{\tilde{H}_1}{\tilde{U}_1} &= \frac{k_1}{s - \alpha} \\ \frac{\tilde{H}_2}{\tilde{U}_1} &= \frac{-k_1\beta}{(s - \alpha)(s - \gamma)} \end{aligned} \quad (4.33)$$

Assim, é possível perceber que a relação entre o Tanque 1 e a Bomba 1 é uma relação de primeira ordem, enquanto a relação entre o Tanque 2 e a Bomba 1 é uma relação de segunda ordem.

4.3.1.1 Identificação e Validação do Modelo Linear

Antes de começar a identificação, foi realizado um experimento para escolher um ponto de operação para o processo com as configurações do *layout* 2. Tal experimento está representado pela Figura 4.17, e os pontos de operação do sistema em regime permanente são:

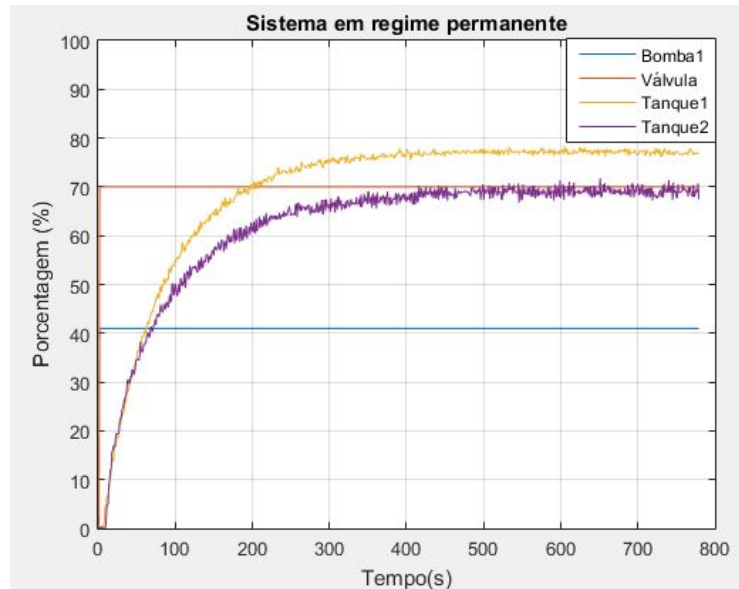


Figura 4.17: Respostas do sistema para o *layout* 2 para um degrau em u_1 e outro em u_2

- Entrada u_1 (**B1**) em 41%;
- Entrada u_2 (Válvula de Controle) em 70%;
- Saída h_1 em 77.1327% (calculado com o auxílio da função $mean(h1)$ na linha de comando do Matlab);
- Saída h_2 em 69.1134% (calculado com o auxílio da função $mean(h2)$ na linha de comando do Matlab).

Em seguida, foi realizado outro ensaio, dessa vez aplicando um sinal *PRBS* na entrada u_1 e mantendo u_2 constante. O ensaio está representado na Figura 4.2(b). O processo linearizado de acordo com o Capítulo 2 está representado na Figura 4.18.

A Toolbox de identificação foi utilizada de forma similar ao do *layout* 1. Primeiramente foi encontrada qual a ordem da relação entre a entrada u_1 e as saídas h_1 e h_2

De acordo com a Figura 4.19 a relação entre Tanque 1 e Bomba 1 é de primeira ordem, enquanto a relação entre Tanque 2 e Bomba 1 é uma relação de segunda ordem, o que vai de acordo com o encontrado através das transformações de Laplace.

Para comprovar qual modelo mais se adequa aos dados, foram gerados modelos de diferentes ordens (presentes na Tabela 4.3) e comparados com os dados de validação (Figura 4.20).

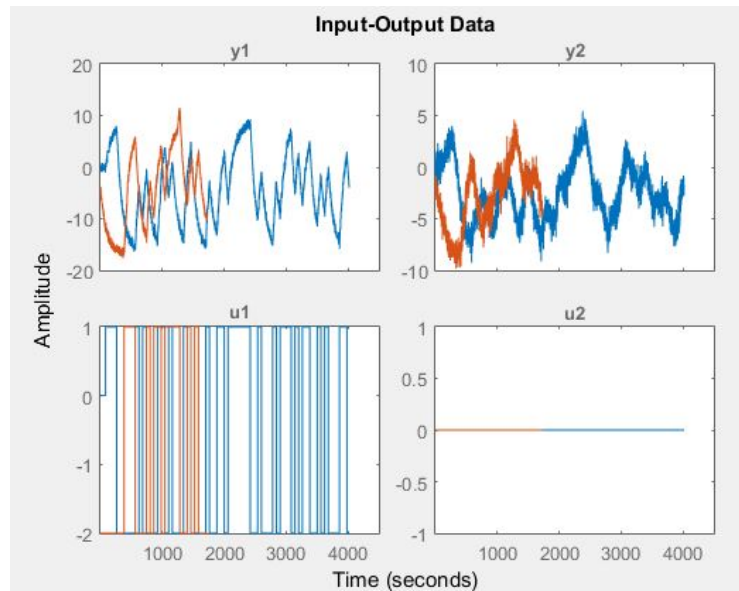


Figura 4.18: Ensaio de Identificação/Validação do *layout 2*

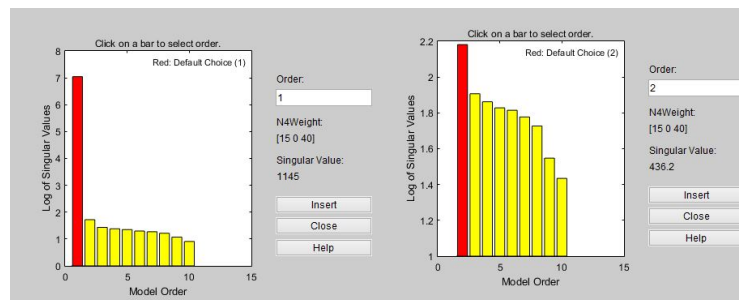


Figura 4.19: Identificação da ordem da relação entre entrada e nível do Tanque 1 (a) e do Tanque (b)

Tabela 4.3: Tabela de ajuste do modelo linear para o *layout2*

Modelos	Ajuste Tanque 1	Ajuste Tanque 2	Ordem T1	Ordem T2
P11	74.47%	58.16%	1	1
P12	74.94%	68.19%	1	2
P13	74.94%	17.65%	1	3
P21	75.26%	58.11%	2	1
P31	53.8%	57.65%	3	1

Dessa forma, o modelo linear utilizado para representar o sistema em torno do ponto de equilíbrio é o P12, que possui funções de transferência na forma:

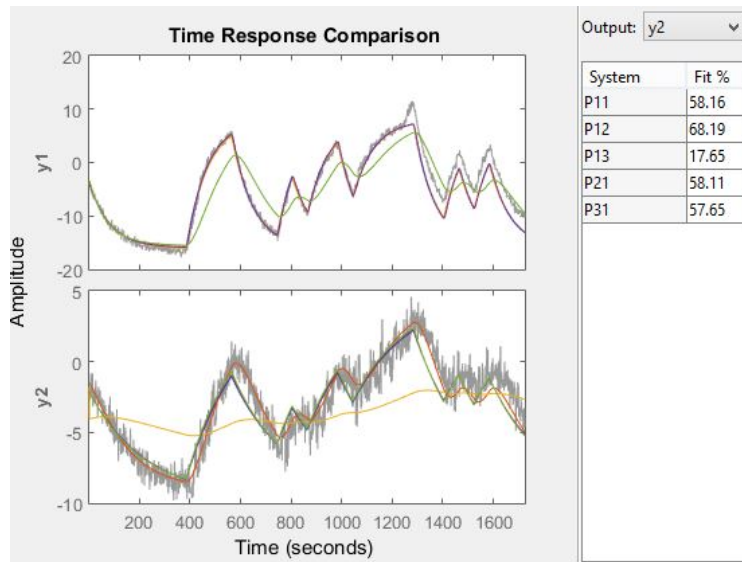


Figura 4.20: Ensaio de validação dos modelos encontrados

$$\begin{aligned} \frac{H_1(s)}{U_1(s)} &= \frac{8.1163}{1 + 87.819s} \\ \frac{H_2(s)}{U_1(s)} &= \frac{4.4751}{(1 + 127.1s)(1 + 47.278s)} \end{aligned} \quad (4.34)$$

4.3.1.2 Identificação e Validação do Modelo Não Linear

O modelo não-linear encontrado para o processo real com as configurações do *layout 2* está representado pela Figura 4.21 e pela Tabela 4.4. A fim de facilitar o uso do Toolbox, foram realizadas duas identificações/validações para o *layout 2*, uma para o tanque 1 (em que foi utilizada apenas uma entrada $-u_1-$ e uma saída $-h_1-$) e uma para o tanque 2 (em que foram utilizadas duas entradas $-h_1$ e u_2- e uma saída $-h_2-$).

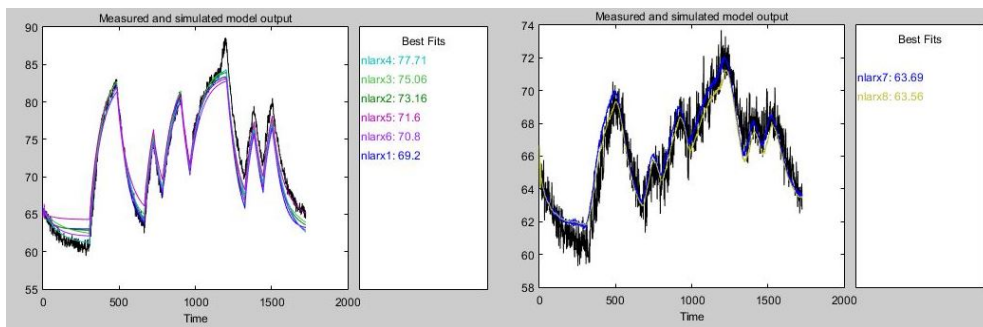


Figura 4.21: Comparação entre os dados de validação e o modelo não-linear do *layout2* para o tanque 1(a) e tanque2(b)

Nesse caso, ambos os *fitness* não são muito bons (sendo o mais alto o **nlrx4**, porém com uma complexidade relativamente alta). O baixo ajuste dos dados no tanque1 pode ser explicado

Tabela 4.4: Tabela de ajuste do modelo não linear para o *layout2*

Modelos	Ajuste Tanque 1	Ajuste Tanque 2	FPE	MSE
nlarx1	69.1%	-	0.3262	2.255
nlarx2	73.16%	-	0.3334	2.563
nlarx3	75.06%	-	0.2736	4.53
nlarx4	77.71%	-	0.2789	4.929
nlarx5	71.6%	-	0.2841	10.22
nlarx6	70.8%	-	0.2814	3.426
nlarx7	-	63.69%	0.5962	1.79
nlarx8	-	63.56%	0.6043	2.152

ao verificar a vazão de saída de **B1** (Figura 4.22) que, em vários momentos, assume valores mais altos do que deveria (uma explicação para isso é a possível pressurização existente nos tanques). Já para os modelos gerados para o tanque 2, o pouco ajuste dos modelos se deve à grande dispersão dos dados coletados (como se houvesse um ruído muito grande na medição do sensor), que em diversos momentos apresentava variações de $\pm 2\%$ no nível medido.

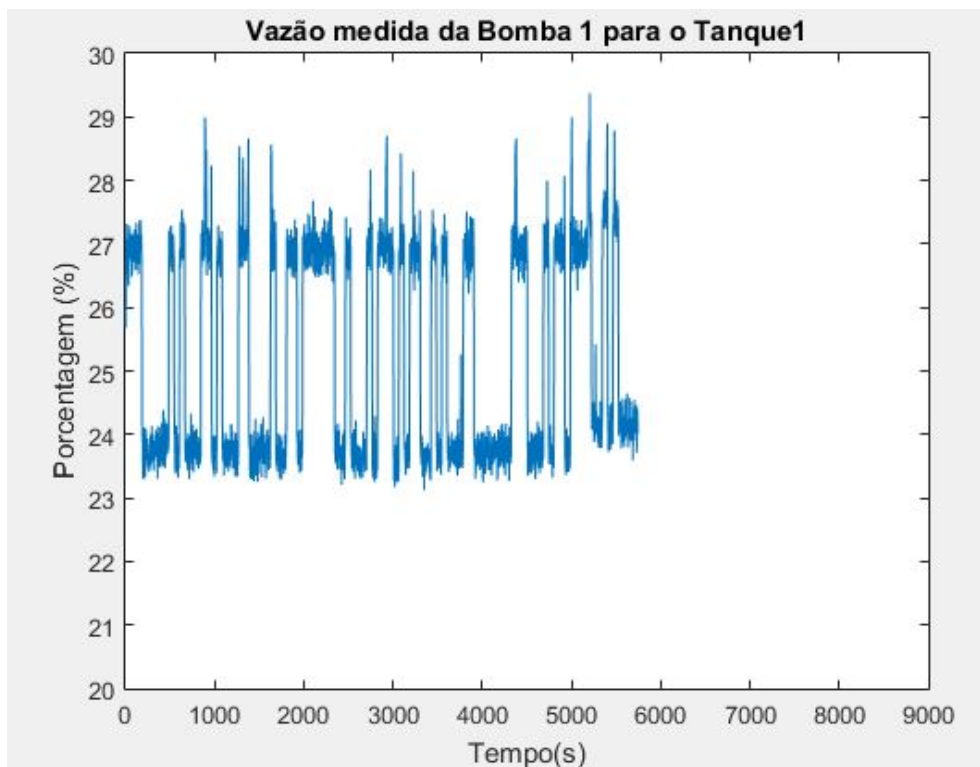


Figura 4.22: Vazão de entrada para o Tanque1

Devido ao grande número de parâmetros e ao baixo ajuste dos modelos aos dados de validação não foi possível utilizar um *script* similar ao utilizado na seção 4.2.1.2.

4.3.2 Modelo Linear por Realimentação Exata

Como não foram obtidos valores para os parâmetros, essa seção tratará apenas de uma linearização com valores nominais de k_1, k_2, k_4, k_5 e k_6 .

Utilizando o modelo teórico que descreve o sistema real:

$$\begin{aligned}\dot{h}_1 &= k_1 u_1 - k_2 \sqrt{h_1} \\ \dot{h}_2 &= \frac{k_2 \sqrt{h_1} - k_3 u_2 - k_4 \sqrt{h_2}}{(k_5 + k_6 h_2)^2} \\ y &= h_2\end{aligned}\tag{4.35}$$

É necessário fazer a linearização entrada-saída de forma a encontrar uma relação direta entre entrada e saída do sistema. Para isso a saída $y(t)$ deve ser derivada até que se encontre tal relação ou até a enésima-derivada ultrapasse a ordem do sistema. Assim, após realizar a segunda derivada de $y(t)$ a seguinte relação é encontrada:

$$\ddot{y} = \frac{(k_5 + k_6 h_2)k_2}{2\sqrt{h_1}(k_5 + k_6 h_2)^3} \dot{h}_1 + \left(\frac{3k_2 k_4 k_6 h_2 - k_4 k_5}{2\sqrt{h_2}(k_5 + k_6 h_2)^3} - \frac{4k_2 k_6 h_1 \dot{h}_2}{2\sqrt{h_1}(k_5 + k_6 h_2)^3} \right) \dot{h}_2\tag{4.36}$$

Substituindo 4.35 em 4.36:

$$\ddot{y} = f_1 u_1 + f_2\tag{4.37}$$

Assim, escolhendo a lei de controle:

$$u_1 = \frac{v - f_2}{f_1}\tag{4.38}$$

Substituindo a equação 4.38 em 4.37, temos:

$$\ddot{y} = v\tag{4.39}$$

que é uma equação linear.

Por último é necessário perceber que a lei de controle escolhida não é global, uma vez que não é válida para o caso em que $f_1 = 0$.

Capítulo 5

Projeto dos Controladores

Para poder decidir qual o tipo de controlador a ser utilizado, é necessário ter algumas informações a cerca do sistema modelado e dos requisitos de projeto

5.1 Layout 1

5.1.1 Modelo Linearizado por Taylor

$$G(s) = \frac{H_2(s)}{U_2(s)} = \frac{0.46878}{110.52s + 1} = \frac{0.0042458}{s + 0.009048} \quad (5.1)$$

Para esse modelo, os requisitos são:

- Sistema estável;
- Erro em regime permanente zero (a saída do sistema deve alcançar um valor de referência em um espaço finito de tempo) a uma entrada degrau;
- Tempo de assentamento menor que 5 minutos;

O primeiro passo foi identificar se o modelo é estável e possui o erro em regime permanente igual a zero. Para que o processo seja estável, todos os pólos do sistema devem estar no semi plano negativo do plano s . Assim, foi utilizada a função *rlocus* do Matlab de forma a verificar a localização dos pólos do sistema em malha fechada com realimentação unitária conforme o ganho é variado (um processo estável possui todos os seus pólos no semi-plano esquerdo).

Como pode ser visto na Figura 5.1 e na equação 5.1, o modelo é de primeira ordem estável (uma vez que ele possui apenas um pólo e ele está no semi-plano esquerdo). Além disso, por se tratar de um sistema de tipo 0, ele apresentará um erro em regime permanente constante diferente de zero para uma entrada degrau.

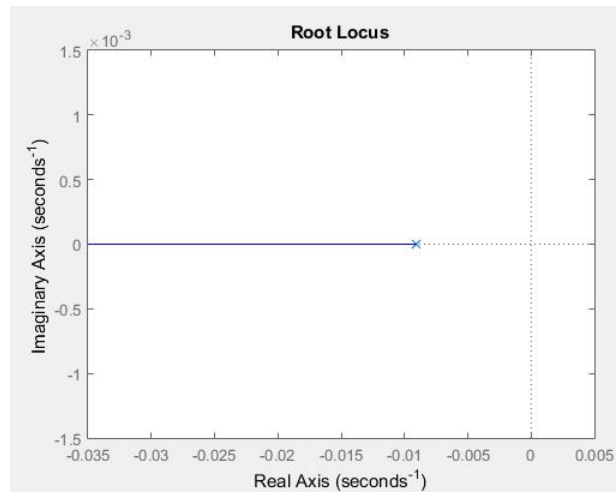


Figura 5.1: Pólos e Zeros do modelo no LGR

Assim, de forma a zerar erro em regime permanente é necessário acrescentar um termo integral no controlador. Contudo, apenas uma componente integral acaba por afetar o transitório da resposta. Sendo assim, o projeto escolhido foi o de um controlador proporcional-integral.

A fim de não causar interferência no regime permanente, o pólo adicionado ao sistema deve estar mais à esquerda da origem do que os pólos dominantes da equação. Para isso, foram escolhido os parâmetros T_i e k_c de forma que o zero adicionado ao sistema seja -0.01 rad/s. Além disso, o valor de T_i deve ser pequeno o suficiente para que não cause tanta oscilação no transitório do sistema.

Assim, utilizando a forma geral de um controlador PI (equação 3.26), a função de transferência do controlador é:

$$G_c(s) = 10 \frac{(s + 0.01)}{s} \quad (5.2)$$

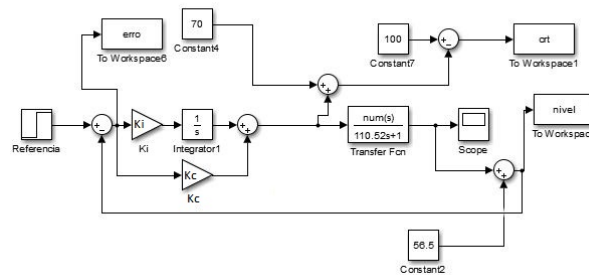


Figura 5.2: Diagrama de blocos para simular o modelo linear no simulink

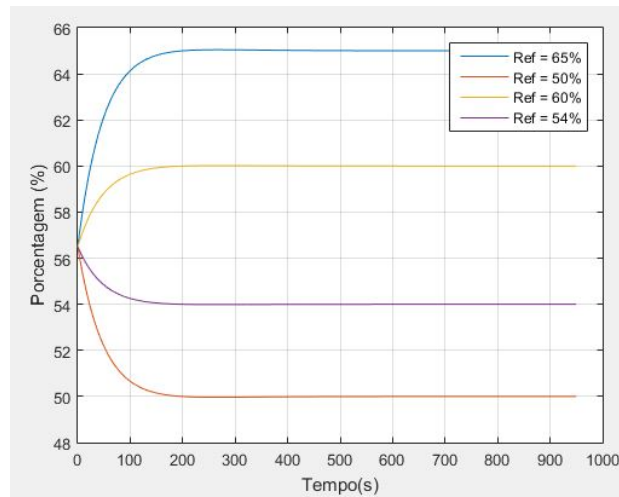


Figura 5.3: Resposta para vários sinais de referência

É possível perceber que o sinal de saída está sendo controlado de acordo com os pré-requisitos de projeto (Figura 5.3). O LGR para o sistema compensado se encontra na Figura 5.4.

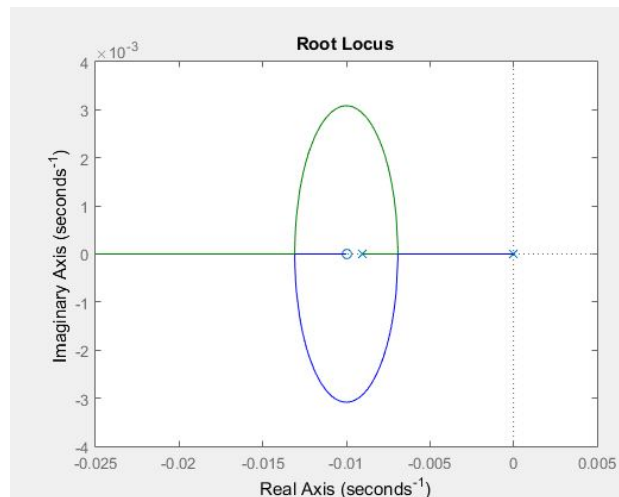


Figura 5.4: Pólos e zeros do modelo compensado no LGR

Contudo, por se tratar de um sistema real, é necessário que o sinal enviado para os atuadores esteja dentro de valores aceitáveis. No caso da referência estar sendo 65% do nível máximo do tanque 2, o sinal de fechamento da válvula apresenta sinais negativos (Figura 5.5). Para isso, se torna necessária a implementação de um bloco de saturação do sinal de controle.

A colocação de limitadores no sinal de controle pode afetar um pouco o comportamento da resposta, a tornando mais lenta e com mais oscilações, mas se faz necessária não apenas para que o sistema possa ser representado de maneira correta, mas também para proteger os atuadores de sinais que podem causar danos.

O projeto final sem a utilização de *anti windups* está representado na Figura 5.5 e a saturação está sendo feita de forma que o sinal de controle enviado à válvula possua valor mínimo de 0% e

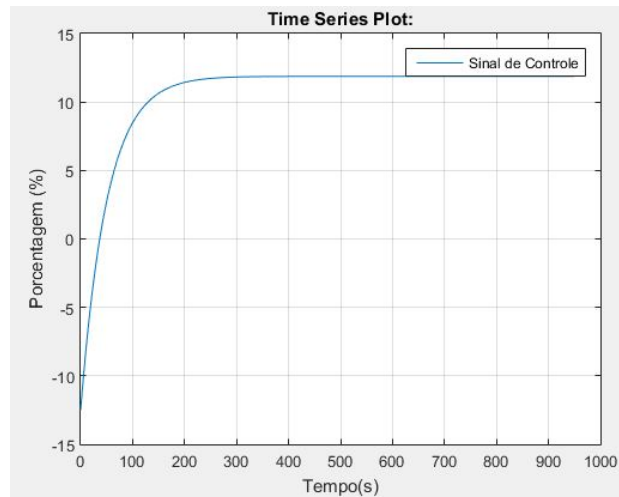


Figura 5.5: Sinal de controle para a referência 65%

máximo de 100%

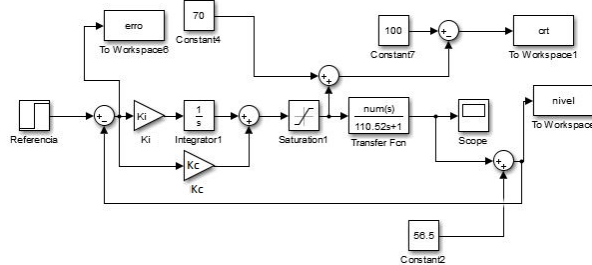


Figura 5.6: Projeto completo no Simulink

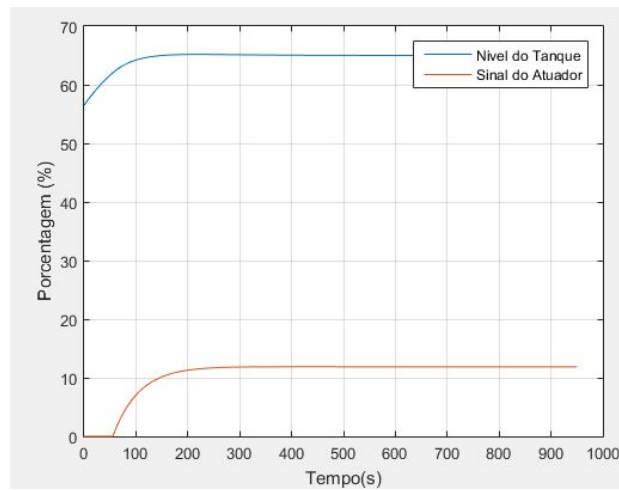


Figura 5.7: Nível do tanque e sinal de controle limitado

Como o projeto simulado atinge as especificações de projeto, além de corrigirem possíveis erros no sinal de controle, ele foi implementado em bancada.

Realizou-se um experimento com o auxílio do simulink (Figura 5.8) em que consistia em deixar

o controlador desligado até que se atingisse o ponto de equilíbrio do sistema (visto que o modelo linear e o seu consequente controle só funcionam em torno do ponto de equilíbrio). Em seguida, foram mandados dois sinais de referência, sendo um abaixo do ponto de operação e outro acima desse ponto, de forma a testar a validade do controlador para situações em que ele deveria crescer e em que ele deveria diminuir.

Ao comparar os resultados da simulação com a planta real (Figura 5.9) pode-se, dizer que o projeto foi um sucesso, visto que o controlador desenvolvido conseguiu controlar o nível do tanque cônico, apresentando um pequeno sobressinal, mas logo depois voltando ao valor da referência. Além disso, a resposta do modelo se comportou de maneira muito próxima ao da planta real, sendo que esse erro inicial pode se dar por uma leve alteração da configuração da planta (uma válvula manual mais ou menos aberta, por exemplo) o que reforça o ajuste visto na parte de identificação de modelos.

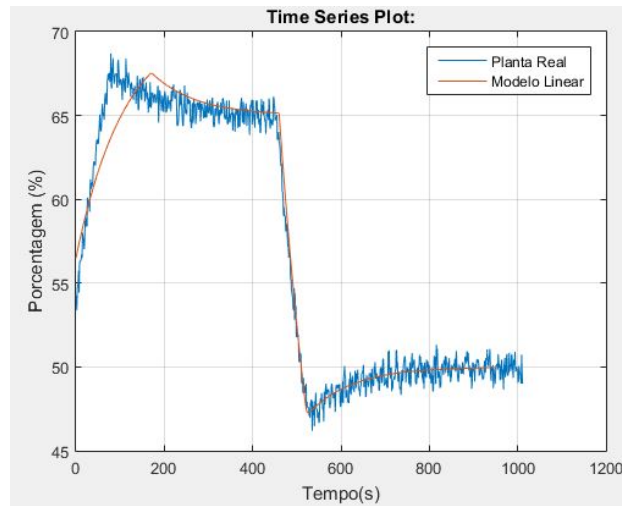


Figura 5.9: Resposta da planta controlada

Visando melhorar ainda mais o controlador projetado, foi utilizada uma estratégia de anti *windup* para melhorar o sinal de controle enviado à válvula de controle. A ação do canal integral só é habilitada quando o sinal de saída do controlador está fora da região de saturação. A Figura 5.10 apresenta o diagrama de blocos do novo controlador PI.

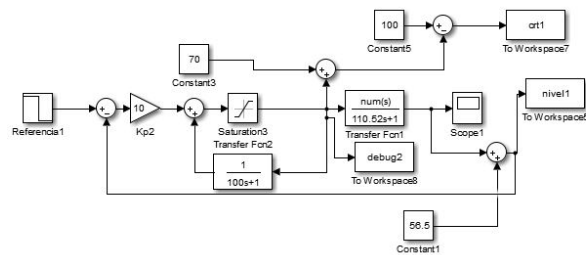


Figura 5.10: Diagrama de blocos do sistema com PID e sem *windup*

Após comparar a resposta do sistema (Figura 5.11) com *windup* e sem *windup*, fica visível que a saturação do sinal de controle interfere significativamente na parte transitória da resposta, aumentando o sobressinal e o tempo de assentamento.

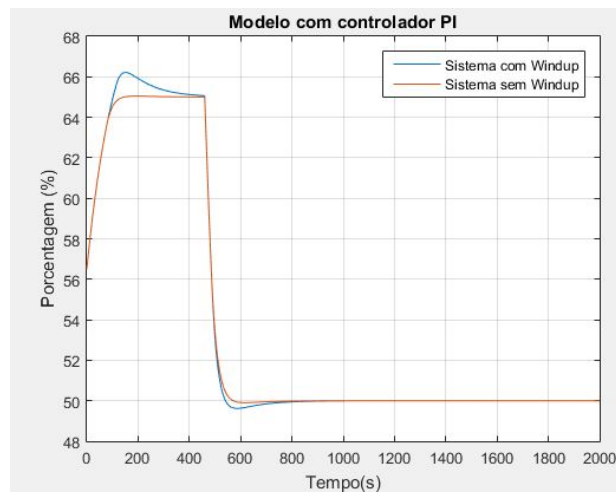


Figura 5.11: Comparação das respostas do sistema com e sem *windup*

5.1.2 Modelo Linearizado por Realimentação Exata

Utilizando o diagrama de bloco da Figura 4.16, foi realizada uma simulação para determinar se seria necessário a inclusão de um controlador para ajustar o nível do tanque de acordo com a referência. Para isso, foi aplicada uma sinal na referência de 65% e a saída foi verificada na Figura 5.12 .

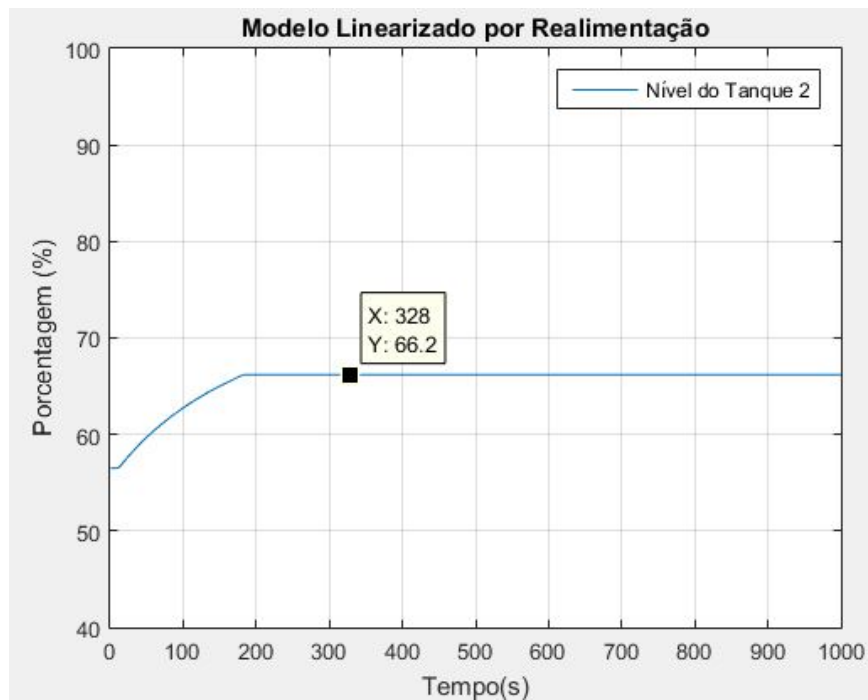


Figura 5.12: Resposta do modelo linearizado por realimentação

Como é possível perceber, apesar de demorar apenas cerca de 3 minutos para atingir o regime permanente, a lei de controle utilizada ainda acaba fornecendo um erro em estado estacionário entre o sinal medido (nível do tanque) e sinal de entrada (nível de referência). Assim, foi necessário

implementar um controlador em conjunto com a técnica de linearização.

A técnica escolhida foi exatamente igual à utilizada no método de linearização por expansão em série de Taylor. Dessa forma, foi utilizado um controlador PI, com a mesma função de transferência presente na equação 5.2.

No projeto com o PI (Figura 5.13), o erro em regime permanente é zero, atendendo a um dos requisitos de projeto. Porém, existe um grande sobressinal, além do aumento do tempo de assentamento.

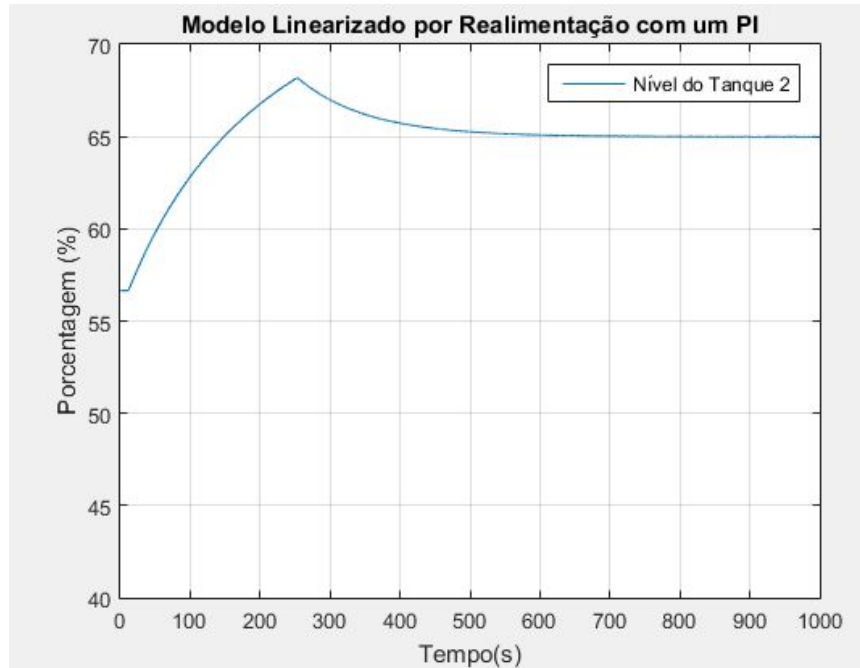


Figura 5.13: Resposta do modelo linearizado por realimentação e com PI

Com isso, a melhor escolha para o Layout 1 é o projeto de controle PI para a linearização através de expansão por série de Taylor ao invés do projeto de linearização por realimentação exata.

5.2 Layout 2

Sabendo que a equação geral de um sistema de segunda ordem é a mesma apresentada na equação 3.30, é possível dizer que a função de transferência de segunda ordem entre nível do tanque 2 e a variável de controle Bomba 1 obedece essa equação, sendo apenas multiplicada por um ganho k . Dessa forma é possível encontrar as características transitórias do modelo linearizado.

Assim, temos que a frequência natural do sistema ω_n é:

$$\begin{aligned}\omega_n^2 &= 0.0001688 \quad \text{rad}^2/\text{s}^2 \\ \omega_n &= 0.07299 \quad \text{rad/s}\end{aligned}\tag{5.3}$$

e o coeficiente de amortecimento ζ é:

$$\begin{aligned} 2\omega_n\zeta &= 0.02815 \\ \zeta &= 1.08 \end{aligned} \tag{5.4}$$

Ou seja, esse sistema é um sistema sobreamortecido.

Os requisitos de projeto são:

- Sistema estável;
- Erro em regime permanente nulo para entrada degrau;
- Sobressinal máximo 20%;
- Tempo de assentamento de 5 minutos.

Inicialmente, foi realizada uma simulação do modelo em malha aberta, de forma a comprovar as informações encontradas na equação 5.5. Como é possível perceber na Figura 5.14, o modelo é realmente sobreamortecido e apresenta grande erro em regime permanente e tempo de assentamento, sendo necessária a implementação de um controlador para o sistema.

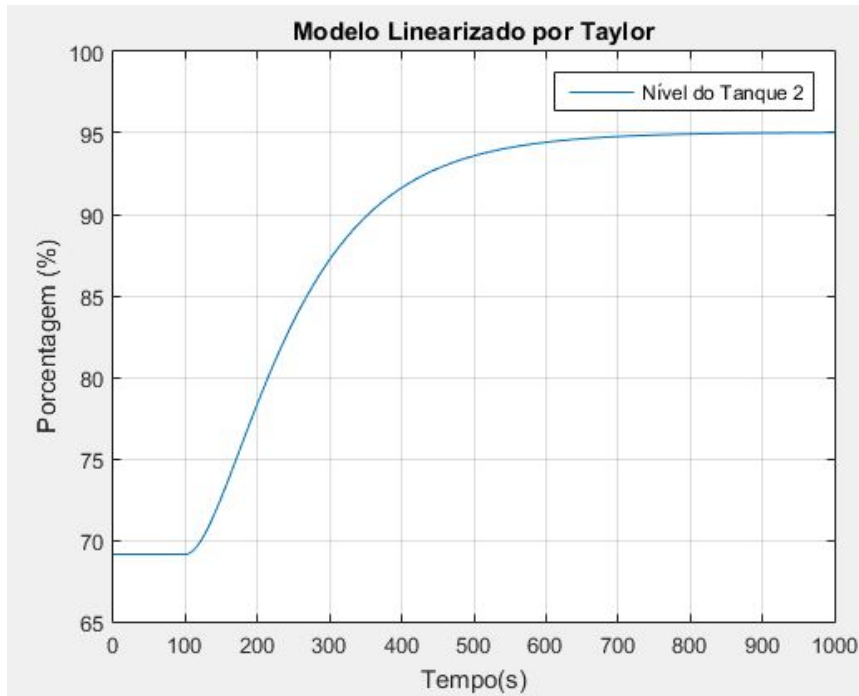


Figura 5.14: Resposta do modelo em malha aberta linearizado por Taylor

Dessa forma, por se tratar de um sistema de segunda ordem, a estratégia de controle utilizada foi a de um PID. A forma geral do controlador PID é:

$$G_{PID}(S) = k_c + k_d s + \frac{k_i}{s} = k_c \frac{(T_i T_d s^2 + T_i s k_d + 1)}{s} \tag{5.5}$$

O primeiro passo para encontrar o valor dos ganhos k_c , T_i e derivativo T_d foi melhorar o transitório através da implementação da componente proporcional-derivativa do controlador.

$$G_{PD}(S) = k_c(T_d s + 1) = T_d k_c \left(s + \frac{k_c}{k_d}\right) = T_d k_c \left(s + \frac{1}{T_d}\right) \quad (5.6)$$

Através dos requisitos de sistema, foram definidos os pólos dominantes do sistema compensado:

$$s = -0.01996 \pm j0.0335 \quad (5.7)$$

Com o auxílio da equação 5.7 e do LGR para definir a posição do zero de G_{PD} , foi definido que $\frac{1}{T_d} = -0.1142$ (através da condição de argumento) e o valor do ganho $T_d k_c = 15.89$ (através da condição de módulo). O resultado da simulação se encontra na Figura 5.15.

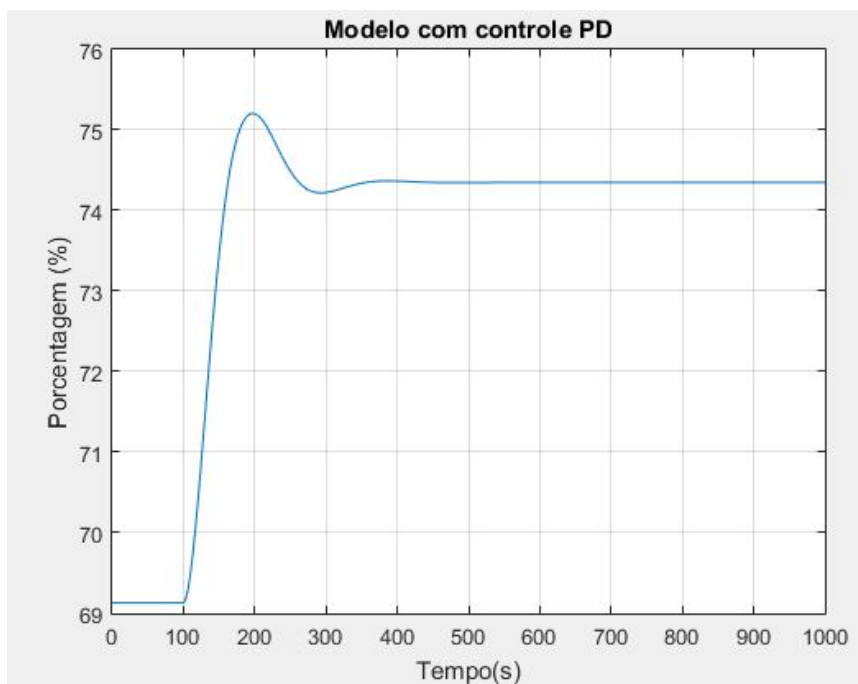


Figura 5.15: Resposta do modelo com um controlador PD

Como os requisitos da resposta transitória foram atendidos de maneira satisfatória, foi então projetada a posição do zero do controlador PI (uma vez que o pólo do PI deve ficar na origem e o ganho do controlador completo já foi definido no projeto do PD) de forma a reduzir o erro em regime permanente a zero. A equação de um controlador PI e em função do parâmetro T_i é:

$$G_{PI} = \frac{s + \frac{1}{T_i}}{s} \quad (5.8)$$

O pólo em $s = -\frac{1}{T_i}$ deve ser colocado na vizinhança do pólo $s = 0$, de forma que o sistema resultante do modelo com o controlador PD não tenha sua dinâmica muito modificada. Assim, o controlador PI projetado é:

$$G_{PI} = \frac{s + 0.005}{s} \quad (5.9)$$

Para transformar os controladores PD e PI projetados em um único controlador PID, basta unir os controladores inicialmente projetados (PD e PI). Assim, a função de transferência do controlador PID é:

$$G_{PID} = 15.89 \frac{(s + 0.1142)(s + 0.0053)}{s} \quad (5.10)$$

Restando apenas relacionar as equações 5.11 e 5.6 para encontrar o valor dos ganhos T_i , k_c e T_d :

$$\begin{aligned} k_d &= 15.89 \\ k_c &= 1.81 \\ k_i &= 0.009 \end{aligned} \quad (5.11)$$

assim:

$$\begin{aligned} k_c &= 1.81 \\ T_i &= 201.1 \\ T_d &= 8.78 \end{aligned} \quad (5.12)$$

Por último, o modelo completo com o controlador PID foi simulado com o auxílio do simulink (Figura 5.16) e a resposta do sistema foi analisada de forma a ter certeza que os requisitos de projeto foram atendidos.

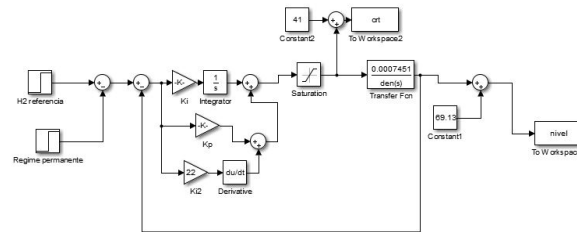


Figura 5.16: Diagrama de bloco para o modelo linear com controlador PID

A Figura 5.17 apresenta a resposta do sistema a um valor de referência de 75% do nível do tanque e, apesar de um sobressinal 19% no início da resposta, o comportamento oscilatório logo desaparece e a saída segue o valor desejado. Assim, é possível afirmar que o sistema atende os requisitos de projeto.

Infelizmente, não foi possível implementar o controlador em bancada, visto que a comunicação OPC entre o Automation-Studio e o Matlab parou de funcionar.

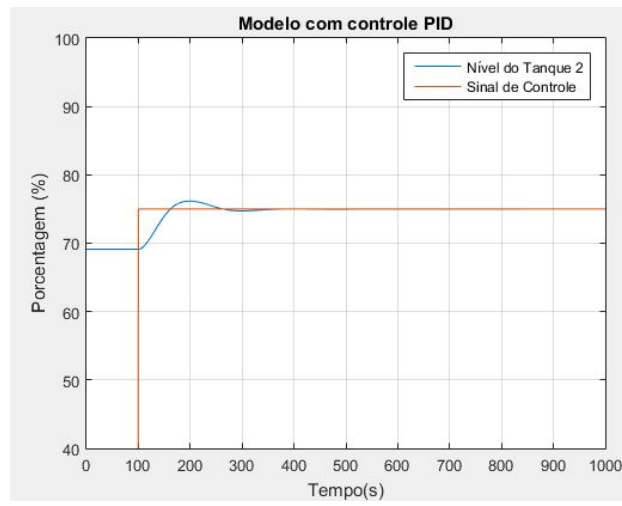


Figura 5.17: Resposta do sistema a um degrau

Capítulo 6

Conclusões e Trabalhos Futuros

Este trabalho foi o primeiro realizado na planta piloto com três tanques interconectados, em que dois tanques são cilíndricos e um é cônico. Por isso, o objetivo inicial era a familiarização com o equipamento, o estudo a cerca dos princípios físicos que regem o sistema, a fim de encontrar modelos que conseguissem descrever os processos com boa qualidade e ensaios que validassem os modelos gerados e finalmente aplicar técnicas de controle para o nível dos tanques através da linearização das equações.

A parte de familiarização e modelagem teórica foram realizadas com sucesso, uma vez que não carece de dados provenientes de ensaios (como fórmulas matemáticas e desenvolvimento teórico encontrados facilmente na literatura, para a modelagem e pequenos ensaios, para a familiarização), ao contrário da parte de identificação e validação, que por sua vez, não obteve tamanho sucesso (principalmente a identificação e validação para o Layout 2), o que pode ser explicado por limitações do sistema real.

Já a parte de implementação na planta dos controladores desenvolvidos ficou prejudicada devido à problemas de comunicação (que ocorreram após a implementação do controlador PI do layout 1) entre o *software* que comanda o CLP e o *software* utilizado para fazer a malha de controle e recolher dados. Sendo assim, o controlador PI desenvolvido para o layout 1 foi validado na planta real enquanto o projeto do controlador PID para o layout 2 só obteve a validação através de simulações, não sendo possível a implementação na planta real.

Entre as principais limitações encontram-se a faixa de valores para o funcionamento da bomba (valores muito pequenos, impedem que a vazão do líquido chegue aos tanques), a pequena sensibilidade da válvula de controle utilizada no tanque 2, o fato do sistema ser fechado (que pode ter gerado uma diferença de pressão entre os tanques), falhas de comunicação entre componentes e computador, etc.

Por outro lado, tais limitações ajudaram no objetivo secundário de compreender como funciona a parte de controle de processos na indústria real, uma vez que lá serão encontrados problemas muito semelhantes, porém em escala maior.

Para trabalhos futuros, será necessário desenvolver um sistema de controle robusto que leve

em consideração as incertezas dos dados colhidos e, por isso, obtenha desempenho mais otimizado quando comparado com técnicas de controle clássicas. Além disso, será necessário resolver o problema na comunicação OPC entre os *softwares* AutomationStudio e o Matlab.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] GONÇALVES, M. A. da F. *Processos Industriais*. 3. ed. [S.l.]: Universidade Federal de Santa Maria, 2009.
- [2] AGUIRRE, L. A. *Introdução à Identificação de Sistemas: Técnicas Lineares e Não-Lineares Aplicadas a Sistemas Reais*. 1. ed. Av. Antônio Carlos, 6627 - Biblioteca Central, sala 405: Editora UFMG, 2000.
- [3] GALLI, Y. B. 7 2017. MODELAGEM E IDENTIFICAÇÃO LINEAR DE UMA PLANTA PILOTO COM TANQUES INTERATIVOS. Trabalho de Graduação desenvolvido na Universidade de Brasília.
- [4] FELDER RONALD W. ROUSSEAU, L. G. B. R. M. *Elementary Principles of Chemical Processes*. 4th. ed. Wiley, 2015. ISBN 978-0-470-61629-1. Disponível em: <<http://gen.lib.rus.ec/book/index.php?md5=8591DD69DCB24DDD18762A33BC53056B>>.
- [5] CABARAL, E. L. L. *LINEARIZAÇÃO DE SISTEMAS DINÂMICOS*. [s.n.], 2016. Disponível em: <<http://sites.poli.usp.br/>>.
- [6] JÚNIOR, A. C. B.; CRUZ, A. J. G. da. *Balanços de massa e energia na análise de processos químicos*. 1. ed. [S.l.]: UAB-UFSCar, 2010.
- [7] ANANDANATARAJAN M. CHIDAMBARAM, T. J. R. Limitations of a pi controller for a first-order nonlinear process with dead time. *ISA Transactions*, v. 45, n. 2, p. 185–199, 4 2006.
- [8] TOGNETTI, E. S. *Controle de Processos: Representação de Modelos*. [s.n.], 2018. Disponível em: <<http://www.ene.unb.br/estognetti/files/>>.
- [9] SILVA, G. da. 5 - *LINEARIZAÇÃO EXACTA POR REALIMENTAÇÃO*. [S.l.]: Escola Superior de Tecnologia de Setúbal, 2003. 116-154 p. ISBN 972-98624-5-1.
- [10] AGUIAR, P. 5 2012. Feedback Linearization. <Http://users.isr.ist.utl.pt/pedro/NCS2012/>.
- [11] NISE, N. S. *Engenharia de Sistemas de Controle*. 5. ed. [S.l.]: LTC, 2009.
- [12] BARCELLOSI, F. M. 12 2016. INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE DE PLANTA PILOTO INDUSTRIAL DE QUATRO TANQUES ACOPLADOS. Trabalho de Graduação desenvolvido na Universidade de Brasília.

- [13] CASTRUCCI ANSELMO BITTAR, R. M. S. Plínio de L. *Controle Automático*. 1. ed. [S.l.]: LTC, 2011.
- [14] CRESTANI, M. C. 7 2017. Identificação de Processo de Nível de Líquidos de Fase Não Mínima. Trabalho de Graduação desenvolvido na Universidade de Brasília.
- [15] SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. *Princípios e Prática do Controle Automático de Processo*. 3th. ed. [S.l.]: LTC, 2008.
- [16] QUEIROZ, F. C. de. Linearização de sistemas de controle. *Universidade Estadual de Maringá*, 6 2016.

ANEXOS

I. MODELO UTILIZADO PARA AS SIMULAÇÕES

Script que fornece os parâmetros para o diagrama de blocos do Simulink realizar as simulações:

```
%clear all
%Para diferentes Layouts, eh necessario alterar os valores das constantes Hv
%e Fv nesse script e os as vazoes diretamente no simulink

bomba1 = 0.2+(0.1*1/3);    %[m^3/min] vazao maxima da bomba
bomba2 = 0.1;              %0.1*(1+1/3);
H1 = 0.8;                  %[m] altura maxima do tanque 1
H2 = 0.8;                  %[m] altura maxima do tanque 2
H3 = 1.16;                 %[m] altura maxima do tanque 3
H1out = 0.5*H1; %[m] altura da tubulacao q13a
H2out = 0.25*H2;          %[m] altura da tubulacao q23
H3out1 = 0.65*H3;         %[m] altura da tubulacao q13b
H3out2 = 0.5*H3;          %[m] altura da tubulacao q3b
H3out3 = 0.2*H3;          %[m] altura da tubulacao q3a
R2 = 0.125; %0.25; %[m] raio maior do tanque 2
r2 = 0.05; %0.1; %[m] raio menor do tanque 2
A2 = pi*((R2 - r2)/(H2*R2))^2; %[m^2] primeira componente de F(h2)
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% TANQUE 2B
A20 = (pi*(R2-r2)^2)/(H2^2); %[m^2] falta multiplicar por h2^2
A21 = (pi*2*r2*(R2-r2))/H2; %[m^2] falta multiplicar por h2
A22 = pi*r2^2; %[m^2] serve para os dois tipos
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% TANQUE 2A
dA2 = 4*pi*(r2*(R2-r2))/H2; %[m^2] falta multiplicar por h2
dA22 = 5*pi*((R2-r2)^2)/(H2^2); %[m^2] falta multiplicar por h2^2
A1 = 0.016512996; %0.031416; %[m^2] area da base do tanque 1
A3 = 0.016512996; %0.031416; %[m^2] area da base do tanque 3
const = 3.32*A1; %constante de multiplicacao do fluxo de saida
Hv = [0 0.45 1 0 0 10 0 0 0]; %valvulas manuais
Fv = [0 0]; %valvulas motorizadas
```

II. DADOS PARA IDENTIFICAÇÃO E VALIDAÇÃO

Script que fornece os dados para identificação e validação dos modelos Linear e *No-Linear* do Layout 1:

```
%Linearizacao Layout 1

load('bomba.mat');
u1 = ans.Data;
u1 = u1(10:length(u1),1);
%u1 = u1(1500:length(u1),1);
load('valvula.mat');
u2 = ans.Data;
u2 = u2(10:length(u2),1);
%u2 = u2(1500:length(u2),1);
load('tanq2.mat');
h2 = ans.Data;
h2 = h2(10:length(h2),1);
%h2 = h2(1500:length(h2),1);

%linearizacao em torno dos pontos de operacao
%u1 = u1 - 38;
u2 = 100 - u2;
%u2 = u2 - 70;
%h2 = h2 - 56.4681;
%respostav1 = iddata([h2],[u2],1);
%resposta = iddata([h2],[b,v],1);
%plot(resposta)
%title('Sistema Linearizado');

u1i = u1(1:3765,1);
u1v = u1(3765:5379,1);
%u2 = 100-u2;
u2i = u2(1:3765,1);
u2v = u2(3765:5379,1);
h2i = h2(1:3765,1);
h2v = h2(3765:5379,1);
%resposta1 = iddata([h2],[u1,u2]);
resposta1i = iddata([h2i],[u1i,u2i],1);
respostav1 = iddata([h2v],[u1v,u2v],1);

funcao_modelo = 'modelay1';
ordem = [1 2 1];
k1 = 46531.5;%1.19223;
k2 = 324274;%8.1613;
k3 = 1081.4;%0.028378;
k4 = 413.9;%0.05959;
k5 = 20.4;%0.144;

par_modelo = [k1;k2;k3;k4;k5];
estrutura_modelo = idnlgrey(funcao_modelo,ordem,par_modelo);
opcoes_nlgreyest = nlgreyestOptions;
opcoes_nlgreyest.Display = 'on';
opcoes_nlgreyest.SearchMethod = 'lsqnonlin';
opcoes_nlgreyest.SearchOption.MaxIter = 20;
```



```
modelo_cz = nlgreyest(respostail, estrutura_modelo, opcoes_nlgreyest);  
present(modelo_cz);  
  
compare(modelo_cz, respostav1);  
A = [-0.009998];  
B = [6.335e-06];  
C = [716.6];  
D = [0];  
E = [0];
```

Script que fornece o espaço de estados para a estimação dos parâmetros:

```
function [dx, y] = modelay1 (t, x, u, k1, k2, k3, k4, k5, varargin)

%equacoes de saida
y = [x(1)]; %H2
%equacoes de estado
dx = [(k1*u(1) - k2*sqrt(x(1)) + k3*u(2)*sqrt(x(1)))/((k4 + k5*x(1))^2)];
```

Script que fornece os dados para identificação e validação dos modelos Linear e *No-Linear* do *Layout2*:

```
%Linearizacao Layout 2
load('bomba.mat');
u1 = ans.Data;
u1 = u1(700:length(u1),1);
load('valvula.mat');
u2 = ans.Data;
u2 = u2(700:length(u2),1);
load('tanq1.mat');
h1 = ans.Data;
h1 = h1(700:length(h1),1);
load('tanq2.mat');
h2 = ans.Data;
h2 = h2(700:length(h2),1);

%linearizacao em torno dos pontos de operacao

%u1 = u1 - 41;
%u2 = u2 - 70;
%h1 = h1 - 77.1327;
%h2 = h2 - 69.1134;

%respostal2 = iddata([h1,h2],[u1,u2],1);
%plot(respostal2)
%title('Sistema Linearizado');

%Separacao dos dados entre Identificacao e Validacao

u1i = u1(1:4020,1);
u1v = u1(4020:5744,1);
u2i = u2(1:4020,1);
u2v = u2(4020:5744,1);
h1i = h1(1:4020,1);
h1v = h1(4020:5744,1);
h2i = h2(1:4020,1);
h2v = h2(4020:5744,1);
respostai2 = iddata([h1i],[u1i,u2i],1);
respostav2 = iddata([h1v],[u1v,u2v],1);
```